

**REPUBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACION SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALURGICO
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECHANICA**

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA ELECTRICA

**TESIS EN OPCION AL GRADO CIENTIFICO DE
DOCTOR EN CIENCIAS TECNICAS**

**TITULO: MODELACIÓN MATEMATICA DEL PROCESO DE CALCINACIÓN DEL
CARBONATO BÁSICO DE NIQUEL EN EL HORNO TUBULAR ROTATORIO.**

AUTOR: Ing. ANGEL OSCAR COLUMBIÉ NAVARRO

TUTOR: Dr. C. Ing. JUAN RODRÍGUEZ GAMBOA

MOA – 2001

**TESIS PRESENTADA EN OPCION AL GRADO CIENTIFICO DE
DOCTOR EN CIENCIAS TECNICAS**

**MODELACIÓN MATEMÁTICA DEL
PROCESO DE CALCINACIÓN DEL
CARBONATO BÁSICO DE NIQUEL
EN EL HORNO TUBULAR
ROTATORIO.**

Ing. ANGEL OSCAR COLUMBIÉ NAVARRO

**Instituto Superior Minero Metalúrgico
Facultad de Metalurgia y Electromecánica
Departamento de Ingeniería Eléctrica**

Moa - 2001

AGRADECIMIENTOS

Deseo dejar constancia en estas líneas, de mi gratitud al Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, en especial a la Dra. C. Ing. Mayda Ulloa Carcassés por su apoyo y ánimo en los momentos difíciles, al Decano de la Facultad de Metalurgia y Electromecánica Dr. C. Ing. Alfredo Coello Velázquez y al Jefe del Departamento de Eléctrica Ing. Luis Delfín Rojas Purón.

A los compañeros de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara que me facilitaron el acceso a la información y el desarrollo de la componente experimental, especialmente a todos los compañeros de la Planta de Calcinación y Sínter.

Va también mi agradecimiento a mis compañeros y amigos del Departamento donde laboro por el voto de confianza, particularmente al M. Sc. Ing. Daniel Guzmán del Río, que es mi amigo y compañero de todos los tiempos, a los nuevos relevos el Ing. Gabriel Hernández Ramírez y el Dr. C. Ing. Gilberto Hurtado Freyre.

A mi esposa y familia, por todo, que es mucho.

A todos muchas gracias.

El autor.

DEDICATORIA

Deseo dedicar la culminación de esta grandiosa meta a mi esposa e hijas, a las cuales le debo mucho y son la razón de mi vida.

El Autor.

SINTESIS

La presente investigación titulada: Modelación Matemática del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa, se realizó con el objetivo de establecer un modelo matemático para el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel de los hornos rotatorios de la mencionada empresa, que permita realizar una mejor dirección del proceso y con ello contribuir a elevar la eficiencia del mismo. La misma está estructurada en introducción, tres capítulos, conclusiones, recomendaciones y referencias bibliográficas.

En el primer capítulo se realizó el análisis y revisión bibliográfica con relación al estado actual de los procesos de calcinación, para establecer las bases de la modelación matemática del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa.

En el segundo capítulo se estableció el modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio de la planta de calcinación, así como el aseguramiento algorítmico para la solución del mismo.

En el tercer capítulo se muestran los resultados experimentales logrados en el horno de calcinación y la validación del modelo matemático planteado.

Finalmente se emiten las 6 conclusiones y 2 recomendaciones de la investigación, así como la bibliografía consultada que incluye las publicaciones del autor.

INDICE

	Página
INTRODUCCION.	1
CAPITULO I. Estado Actual del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa.	7
1.1. Introducción	7
1.2. Análisis Bibliográfico	7
1.3. Flujo Tecnológico para la Obtención del Producto Final.	18
1.4. Proceso Tecnológico de la Planta de Calcinación y Sínter.	21
1.5. Estado actual de la Automatización del Proceso de Calcinación del C.B.N.	23
1.6. Análisis del Proceso de Calcinación como Objeto de Modelación Matemática.	31
1.7. Planteamiento de la Tarea de Dirección del Proceso de Calcinación.	35
1.8. Conclusiones	37
CAPÍTULO II. Modelación Matemática del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio.	38
2.1. Introducción.	38
2.2. Definición del Modelo Matemático.	38
2.3. Aseguramiento Algorítmico para la Solución del Modelo Matemático.	53
2.3.1. Solución de las Ecuaciones de Primer Orden.	53
2.3.2. Solución de la Ecuación Parabólica.	56
2.3.3. Interconexión de las Ecuaciones.	58
2.4. Conclusiones.	59
CAPÍTULO III. Resultados Experimentales e Identificación del Modelo Matemático del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio.	61
3.1. Introducción.	61
3.2. Determinación de las Características Estáticas.	61
3.2.1. Característica de las Temperaturas en Función del Flujo de Combustible.	62

3.2.2. Características del Flujo de Combustible en Función de la Carga del Horno.	64
3.3. Determinación de las Características Dinámicas.	65
3.4. Determinación del Tiempo de Retención del Material en el Horno.	66
3.5. Identificación del Modelo Matemático.	67
3.5.1. Algoritmo de Identificación del Modelo.	67
3.5.2. Identificación Preliminar del Modelo.	71
3.5.2.1. Determinación del coeficiente superficial de transferencia de calor del gas al sólido por unidad de longitud K_1 .	71
3.5.2.2. Determinación del coeficiente superficial de transferencia de calor de la pared al sólido por unidad de longitud K_2 .	73
3.5.2.3. Determinación del coeficiente superficial de transferencia de calor del gas a la pared por unidad de longitud K_4 .	74
3.5.2.4. Coeficiente integral de transmisión de calor a través de la pared del horno por unidad de longitud K_6 .	74
3.5.2.5. Determinación de la densidad del gas	74
3.5.2.6. Otros parámetros.	75
3.5.3. Validación del Modelo.	77
3.6. Valoración Económica.	81
3.7. Conclusiones.	82
 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	
Conclusiones.	83
Recomendaciones.	85
 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	
Publicaciones del Autor.	86
Bibliografía.	88

INTRODUCCION

La empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de la Serna se localiza en el municipio Moa, provincia Holguín. En esta región se ubica una de las mayores reservas minerales de níquel del mundo, aspecto que ha funcionado como inductor de un gran desarrollo socioeconómico local y regional.

La tecnología que se lleva a cabo en las instalaciones industriales de dicha empresa es la de lixiviación carbonato amoniacal, según la cual el mineral oxidado de níquel es reducido selectivamente. Esta tecnología comienza con la extracción del mineral en las minas a cielo abierto de los yacimientos de níquel de Punta Gorda, incorporándose al flujo tecnológico, por la Planta de Secaderos y Molinos, a partir de este momento el material circula por las diferentes plantas de proceso entre las que se encuentran, la Planta de Hornos de Reducción, la Planta de Lixiviación y Lavado y la Planta de Calcinación y Sínter, donde culmina la tecnología CARON con la obtención del sínter de níquel + cobalto.

En la Planta de Calcinación y Sínter, ocurre el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio, el cual constituye el objeto de estudio de la presente investigación.

Las nuevas tendencias relacionadas con el incremento de los niveles productivos y el vertiginoso desarrollo de la Unión del Níquel y el MINBAS, demandan que cada día se perfeccionen los procesos tecnológicos y se eleve la eficiencia metalúrgica de los mismos. El horno tubular rotatorio instalado en la referida planta, juega un papel esencial dentro del proceso, pues en el mismo se produce la descomposición del carbonato básico de níquel en óxido de níquel + cobalto y productos gaseosos.

Los hornos rotatorios tienen una larga historia de uso en la industria Química y Metalúrgica, acerca de los mismos se han acometido numerosos estudios desde el punto de vista tecnológico en varios países, sin embargo, respecto a la automatización integral del horno son pocos los intentos realizados. Una de las dificultades que presentan actualmente los hornos rotatorios de calcinación del carbonato básico de níquel, esta relacionada con la eficiencia termoenergética, la cual alcanza muy bajos valores, dados por el insuficiente conocimiento teórico de los mismos, siendo este precisamente el problema a partir del cual se desarrolla la presente investigación.

Un correcto análisis de esta problemática exige una evaluación integral del horno, dada la gran complejidad del proceso desde el punto de vista tecnológico y cibernético, de esta

manera se requiere encontrar soluciones que permitan mejorar los índices de eficiencia del objeto mediante un enfoque sistémico del mismo.

En estos momentos están creadas las bases para abordar este problema con el mínimo posible de gastos adicionales, esta afirmación está basada en el alto nivel de automatización informática alcanzado por la planta, donde se destacan la sustitución de toda la instrumentación obsoleta por medios técnicos modernos más precisos, la instalación de autómatas programables para el control del proceso y la existencia de microcomputadoras de las últimas generaciones con parámetros técnicos adecuados para el desarrollo de la investigación, lo cual permite el acceso rápido y eficiente a un gran volumen de información sobre el proceso y su posterior procesamiento confiable.

En la formulación de la hipótesis se parte del hecho de que: *Es posible establecer un modelo matemático adecuado del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio.*

El objetivo general del trabajo consiste en: *Establecer un modelo matemático para el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en los hornos rotatorios de la Empresa Cmdte. Ernesto Guevara de Moa.*

Como objetivos específicos se establecen:

- ✓ Realizar el análisis del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel como objeto de modelación matemática.
- ✓ Plantear la tarea de dirección del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio.
- ✓ Conformar el modelo matemático del proceso de calcinación.
- ✓ Validar el modelo matemático conformado.

Los resultados más relevantes esperados en la investigación son los siguientes:

- ✓ El análisis del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel como objeto de modelación matemática.
- ✓ El planteamiento de la tarea de dirección del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel.
- ✓ El modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio.

La novedad científica de la investigación radica en: *El establecimiento del modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel obtenido a partir de los minerales lateríticos cubanos en el horno tubular rotatorio de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa.*

En el desarrollo de la investigación se aplican los siguientes métodos:

- ✓ Método de análisis y síntesis para la realización de la investigación bibliográfica y la fundamentación de la novedad científica.
- ✓ Método inductivo y deductivo para la conformación del modelo matemático.
- ✓ Método experimental para la caracterización de las variables del proceso e identificación del mismo.
- ✓ Programación en MATLAB para la validación del modelo.

La investigación fue desarrollada según la siguiente metodología:

1. Evaluación y Caracterización de las Variables del Proceso.

En esta etapa, a partir del análisis bibliográfico y del estudio práctico del proceso se evalúan y caracterizan las variables del mismo, lo cual permite la realización de su análisis como objeto de modelación matemática, siendo clasificadas las variables en entrada, salida y perturbaciones. Asimismo, se realiza el planteamiento de la tarea de control del proceso de calcinación.

2. Conformación del Modelo Matemático del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio

Esta etapa se realiza a partir del procesamiento de la investigación bibliográfica y la aplicación de los elementos teóricos necesarios a la modelación del comportamiento dinámico del objeto de estudio, lo cual permite conformar el modelo matemático y abordar el aseguramiento algorítmico para la solución del mismo.

3. Parte experimental.

En esta etapa se determinan las características estáticas fundamentales tomando en consideración la influencia del flujo de petróleo sobre la temperatura en las diferentes zonas del horno. Las dependencias de las temperaturas del flujo de petróleo se hallan mediante la realización de cambios en el flujo de petróleo alimentado al horno, manteniéndose los demás parámetros (presión de tiro inducido, velocidad de rotación del horno y carga

alimentada) constantes, para lo cual fue previsto que estas experiencias se repitieran para cinco valores diferentes de la carga alimentada al horno (8, 9, 10, 11, 12 t/h).

La dependencia del flujo de combustible Q_c de la carga del horno para temperaturas constantes en las distintas zonas del horno se determina para tres condiciones diferentes de las temperaturas en las zonas, es decir, para los valores de T_2 iguales a 1273, 1323 y 1373 K, para valores de T_3 iguales a 1073, 1123 y 1173 K, para valores de T_4 iguales a 573, 598 y 623 K y para valores de carga de 8, 9, 10, 11 y 12 t/h. Asimismo se determinan las características dinámicas del proceso, observadas a través de la respuesta en el tiempo de las temperaturas T_2 , T_3 y T_4 cuando se lleva a cabo una variación en escalón del flujo de combustible.

4. Procesamiento Estadístico de los Resultados Experimentales.

En esta etapa se realiza el procesamiento estadístico de los resultados experimentales obtenidos, con el objetivo de conocer el comportamiento de las principales variables del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel, para contar con la base de datos necesaria para la identificación y validación del modelo matemático.

5. Identificación del Modelo Matemático.

En esta etapa se lleva a cabo la adecuación del modelo matemático al proceso de calcinación del C.B.N. de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara, a partir del establecimiento del algoritmo de identificación del modelo, lo cual permite la validación del mismo mediante la comparación de los resultados experimentales obtenidos en el horno y los teóricos alcanzados con el modelo.

Los resultados de esta investigación constituyen un punto de partida al conjunto de medidas que debe emprender la Empresa y la UNi con vistas a la elevación de la eficiencia de los procesos metalúrgicos, contribuyendo así al aumento de los niveles productivos.

Los resultados a obtener en esta investigación podrán ser aplicados en la Planta de Calcinación y Sínter de la Empresa Cmdte. Ernesto Guevara de Moa y servirán de base para su futura aplicación en la Empresa Cmdte. René Ramos Latour de Nicaro.

Simultáneamente los resultados obtenidos representan un material de consulta para los especialistas de la Subdirección de Desarrollo de las empresas.

Por último la estrategia científico – investigativa seguida en el presente estudio representa una alternativa a considerar en el desarrollo de futuros estudios, por parte de especialistas en la materia de la modelación matemática de procesos industriales.

En el desarrollo de la investigación se enfrentaron limitaciones relacionadas con la necesidad de realizar ensayos en el objeto activo, o sea, en producción, las cuales fueron sorteadas mediante una planificación racional de los experimentos. A pesar de las limitaciones señaladas se desarrollaron las etapas de trabajo previstas y fue cumplido el objetivo propuesto, con la colaboración de la UNi, la E.C.E.C.G. de Moa del MINBAS y el Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa.

El autor con anterioridad ha desarrollado varias investigaciones relacionadas con la temática tales como:

- ✓ Estudio para la conformación de un manual de operaciones de instrumentación y automatización de los turbogeneradores de la Empresa Comandante Ernesto Guevara (1984).
- ✓ Automatización e instrumentación de la máquina de sinter MAK-28 (1984).
- ✓ Investigación para la conformación de un manual de operaciones de instrumentación y automatización de las calderas de la Empresa Comandante Ernesto Guevara (1985).
- ✓ Sobre el control automático del nivel de agua en el Combinado Mecánico del Níquel (1987).
- ✓ Estudio del sistema automático de los hornos de inducción ICT-3 del Combinado Mecánico del Níquel (1989).
- ✓ Sobre la medición del extractable de los hornos de reducción (1989).
- ✓ Investigación preliminar sobre la automatización del proceso de calcinación del carbonato básico de Níquel (1990).
- ✓ Estudio del proceso de separación de níquel y cobalto como objeto de regulación automática. (1990).
- ✓ Posibilidad de interconexión del autómatas programable SIMATIC 85-115U con el sistema informativo computacional de la planta de lixiviación de la Empresa Comandante Pedro Soto Alba (1990).
- ✓ Estudio del proceso de calcinación como objeto de regulación automática (1991).
- ✓ Modelación matemática del proceso de separación de níquel y cobalto (1991).
- ✓ Introducción de autómatas programables en la planta de sinterización de la E.C.E.G

(1992).

- ✓ Modelación matemática del proceso de calcinación (1992).
- ✓ Evaluación experimental del proceso de separación de níquel y cobalto (1992).
- ✓ Síntesis estructural del sistema de dirección del proceso de separación de níquel y cobalto (1992).
- ✓ Investigación experimental del horno de calcinación (1993).
- ✓ Aseguramiento matemático para la solución del modelo del proceso de calcinación (1993).
- ✓ Identificación experimental del horno de calcinación (1994-1995).
- ✓ Identificación del modelo matemático del proceso de calcinación (1994-1995).
- ✓ Evaluación de los resultados experimentales del proceso de calcinación del C.B.N. (1995).
- ✓ Aplicación de la tecnología de control con análisis instrumental on-line para el ahorro de energía (1996).
- ✓ Propuesta de sistema de automatización integral del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel (1996).
- ✓ Equipo de Control de la composición en medios continuos on-line (1997).
- ✓ Procedimientos y equipos de control on-line (1997).
- ✓ Modelación matemática de los reactores químicos en los procesos de lixiviación carbonato amoniacal de los minerales níquelíferos (1997).

Como parte de estas investigaciones el autor ha dirigido un total de 10 trabajos de diploma, ha publicado artículos científicos y los resultados han sido expuestos en eventos científicos de relevancia nacional e internacional, tales como:

- ✓ Conferencia Científico – Técnica del ISMM. Moa (05/91)
- ✓ XI Fórum de Ciencia y Técnica. ISMMM (Mención: 27/9/96)
- ✓ Taller Iberoamericano sobre la formación del Ingeniero Electricista. Ciudad de La Habana. 1996.
- ✓ VIII Simposio Internacional de Ingeniería Eléctrica. Universidad Central de Las Villas. Santa Clara. 1997.
- ✓ II Congreso Internacional de Tecnología Metalúrgica y de Materiales. Sao Paulo. Brasil, 1997.
- ✓ Conferencia Internacional de Aprovechamiento de los Recursos Minerales CINAREM 2000. Moa, Cuba, 2000.

CAPITULO I

Estado Actual del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa

1.1. Introducción

El presente capítulo tiene como objetivo, realizar el análisis y revisión bibliográfica con relación al estado actual de los procesos de calcinación, para establecer las bases de la modelación matemática del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de Moa.

1.2. Análisis Bibliográfico

Los hornos rotatorios tienen una larga historia de uso en la industria Química y Metalúrgica, numerosos estudios se han acometido en los mismos desde el punto de vista tecnológico en varios países.

Se han realizado estudios con profundidad de la mecánica de movimiento del material en el horno [4, 9, 38, 46, 115]; en [38, 46] se estudian las regularidades del movimiento del material en un horno rotatorio, llegándose a las expresiones para el cálculo de la velocidad axial del movimiento del material, a partir de consideraciones cinemáticas del mismo, concluyéndose que los factores que posibilitan el mecanismo del movimiento necesario para el mezclado del material son el aumento de la velocidad de rotación y la disminución del ángulo de inclinación [46]. En [38] se dedican a la deducción de la velocidad del movimiento progresivo en el caso de deslizamiento periódico del material.

Gran interés le dedican Boateng y Barr al comportamiento de un flujo granular en el plano transversal en un cilindro rotatorio parcialmente lleno [13], ellos realizaron un estudio experimental con el objetivo de comprender y probar las capacidades predictivas del comportamiento reológico de materiales en cilindros rotatorios. En este caso fueron medidas características del flujo tales como las velocidades de las partículas, la temperatura granular y la concentración de sólido para diferentes materiales, teniendo un amplio rango de los coeficientes de restitución. Los resultados de los experimentos proporcionan las suposiciones, restricciones y los datos necesarios para la comprensión del comportamiento de flujos granulares en cilindros rotatorios parcialmente llenos.

Kahkhar y otros colaboradores dedican la atención a la segregación radial de mezclas granulares en cilindros rotatorios [66] y analizan la formación de costra debido a la densidad del material. El régimen de flujo considerado es en cascada o el régimen de flujo continuo

donde una capa delgada de sólido fluye a lo largo de una pequeña superficie, mientras las restantes partículas rotan como un lecho compacto a lo largo del cilindro. La esencia de la formación de la costra segregada central consiste en el flujo, el mezclado y la segregación en la capa en cascada. Este trabajo incluye los resultados experimentales y su análisis, con la propuesta de un modelo constitutivo para el flujo de segregación en las capas en cascada, el cual es validado para la dinámica de las partículas y con la simulación de Monte Carlo para el flujo estacionario en un plano inclinado hacia abajo. El modelo contiene un único parámetro, la velocidad de segregación adimensional (Beta), que es tratado como un parámetro de ajuste. Se muestran los resultados experimentales para la segregación equilibrada de bolas de acero y de vidrio para diferentes fracciones y grados de llenado, existiendo una gran coincidencia entre las predicciones teóricas y los experimentos cuando el valor de la velocidad de segregación adimensional es igual a 2. La extensión de la segregación crece con el incremento de la velocidad de segregación adimensional y de la difusividad adimensional, pero es independiente del grado de llenado.

La simulación de Lagrange basada en la teoría y los experimentos demuestran la competencia entre la segregación y el mezclado. En caso de un mezclado lento, la velocidad de segregación decrece monótonamente hasta un valor de equilibrio; para mezclado rápido existe, sin embargo, un tiempo óptimo para el cual se obtiene el mejor mezclado.

En [9] se muestran los resultados obtenidos de la investigación llevada a cabo con el objetivo de determinar la dependencia de la velocidad y caracteres del movimiento de la antracita de diferentes zonas del horno de la frecuencia de rotación de este por el método de átomos marcados. Una porción de antracita fue marcada con isótopo radioactivo de lantano (La^{140}) e introducida en el horno con la carga. A lo largo del horno fueron distribuidos contadores radioactivos que permitieron registrar la variación de la intensidad de las radiaciones γ al paso de la muestra marcada. Esta metodología permitió establecer el carácter de la distribución del tiempo de estancia de las partículas en diferentes sectores del horno al introducir una perturbación impulsiva. El estudio de las curvas de respuesta permitió tomar como base el análisis en modelo de desplazamiento ideal con mezclado axial, determinado por el criterio de Peclet. Finalmente se plantea la hipótesis sobre el movimiento de la antracita que, en esencia, recoge el movimiento de rompimiento en algunas zonas, en otras de rodamientos y en algunas combinadas.

A una importante conclusión se llega en [4] sobre el efecto homogeneizador del horno rotatorio, señalándose que los hornos rotatorios poseen un efecto homogeneizador

comparable con el efecto de un mezclado ideal con constante de tiempo de 1 hora, en este caso fueron usados datos experimentales de un horno rotatorio de 3.6 x 150 m.

En general, la literatura recoge pocos intentos de estudios experimentales de los hornos rotatorios, al parecer por la dificultad de realizar mediciones en dicho agregado, particularmente en condiciones industriales. Las más relevantes de éstas han involucrado a hornos a amplia escala, pero debido a lo mencionado anteriormente carecen de una data del flujo de calor preciso y adecuado. El descubrimiento más significativo en este sentido es la importancia del mezclado del sólido para la transferencia total del calor a la capa, obtenido por Foliot, quien realizó mediciones del flujo de calor en un horno experimental de cemento de 2.75 x 24 m y fue uno de los primeros en enfatizar este hecho. Él estableció en [47] que el flujo de calor hacia la capa puede ser visto como un proceso en dos etapas que incluyen la transferencia de calor a una fina capa caliente de partículas en la superficie del lecho, seguido del mezclado de dicha capa hacia el interior del mismo.

Más tarde, Bowers y Read [15] usando los datos de operación del proceso para calcular, a grosso modo, los flujos totales de calor, llegaron a similar conclusión, ellos reportaron que uno de los factores que influyen en el flujo de calor, es la capacidad térmica del lecho del horno, la cual está relacionada con el comportamiento del mezclado del mismo, estableciendo que las partículas más gruesas aumentan la capacidad térmica debido a su habilidad de mezclarse con otras partículas.

En trabajo posterior Tetlmas [117] también sugirió que la transferencia de calor de la superficie al interior lecho, puede ser un paso limitador del proceso general de transferencia de calor. A esta conclusión se llegó al constatar que predicciones teóricas de la transferencia de calor de la llama al lecho eran significativamente más grandes que los valores estimados a partir de los datos experimentales.

También Pearce [94,95] discutió la relación entre el movimiento del lecho y el flujo de calor y derivó una expresión para el coeficiente de transferencia de calor en un lecho blando. Este tipo de comportamiento es comúnmente observado en los procesos en hornos rotatorios e incluye la rotación periódica ascendente del lecho con la pared del horno, seguido de un movimiento descendente de hundimiento. Él puntualizó, además, la necesidad de una acción de caída, opuesta al deslizamiento del lecho para maximizar el flujo de calor.

Han sido reportadas algunas investigaciones relacionadas con la llama, dentro de las cuales Pearce [94,95] revisó relevantes estudios sobre la aerodinámica de la combustión y el intercambio de calor por convección y radiación a partir de la llama.

Interesantes resultados reportan Brimacombe y Watbminson [16, 17] al realizar mediciones de las relaciones de transferencia de calor del gas a la pared y del gas al sólido, en un horno rotatorio con el lecho inerte de arenas, dando esto la posibilidad de la exploración en un amplio rango de las variables de operación (velocidad de rotación y grado de llenado), la obtención del perfil de temperatura de las tres fases (gas, lecho y pared) y el análisis de la significación del mezclado del sólido en el lecho. Los principales descubrimientos de este estudio pueden definirse como siguen:

- ✓ El flujo de calor entre el gas y la pared es una función solamente de las condiciones locales de temperaturas y pueden ser caracterizadas adecuadamente por un modelo simple de radiación que asume el gas y la pared como grises, jugando la convección un menor papel.
- ✓ El flujo de calor depende de la carga del sólido hasta un nivel crítico. A bajas cargas correspondientes a bajas velocidades de rotación, el flujo de calor a la salida es gobernado por el mezclado del lecho. A velocidades de rotación y cargas altas, el flujo de calor es limitado por la transferencia de calor de gas al lecho.
- ✓ La radiación parece aportar menos del 30% del flujo del calor del gas al sólido, teniendo más importancia la convección, probablemente debido a la gran área superficial del lecho presentada al gas a altas velocidades de rotación.
- ✓ Los regímenes de transferencia de calor pueden ser correlacionados con el comportamiento del lecho. Los flujos de calor más bajos coinciden con la observación del comportamiento del lecho rompiente, donde las partículas de la superficie permanecen inmóviles mientras rota el horno, hasta un nivel crítico en que crean una acción simple hacia un nivel inferior. Los flujos de calor más altos se obtienen con un lecho rodante, con el cual las partículas superficiales constantemente ruedan hacia abajo desde el punto más alto de contacto del lecho con el horno.

Aunque los resultados anteriores corresponden a condiciones de hornos pilotos, en algunos aspectos pueden ser útiles a escala industrial, no obstante, la conclusión 3 es sólo para ese caso, pues el nivel de flujo de calor, y las condiciones en la sección de pruebas de dicho horno corresponden a la sección de precalentamiento de la mayoría de los hornos, donde la temperatura del gas y la radiación son relativamente bajas. En los hornos largos, sin embargo, la radiación será más importante debido a la mayor longitud de la línea de radiación, quedando la contribución de la convección en una mayor porción en regiones de temperaturas más bajas.

En años posteriores Arliuk [5] obtuvo un sistema de dependencia teóricas y empíricas, que expresan los procesos de transferencia de calor por radiación, convección y conducción en la zona de un horno rotatorio y que incluyen como magnitudes empíricas coeficientes que tienen en cuenta la uniformidad del flujo de gas en la sección del horno, y la duración de la permanencia de las partículas del material en la capa superficial, e identifica [6] las constantes para los datos de experimentaciones industriales de hornos rotatorios de aglomeración de nifelín de 3x60 m, 3.6x150 m y 5x185 m.

También Detkov S. P. [37] aborda métodos prácticos de cálculo de transferencia de calor, considerando la influencia del espectro del medio, el empolvamiento y la densidad óptica del medio en hornos de la industria metalúrgica, y la no-uniformidad del campo de temperaturas.

Algunos trabajos de interés sobre el proceso de calcinación del C.B.N, aparecen en la literatura nacional, dentro de los cuales se encuentra el estudio empírico de la humedad de C.B.N industrial obtenido en la Empresa Cmdte. René Ramos Latour de Nicaro [49] que arrojó como fórmula probable del mismo:



Se observa la presencia de $NiSO_4$, el cual se descompone en la última etapa del proceso de calcinación y además, que el producto pierde en el calentamiento el 38.65% de su peso, del cual el 18.16% es de agua y el resto es de CO_2 y SO_3 .

También el estudio de la humedad desde el punto de vista del ahorro de combustible [20] concluyó que la disminución de un 50% de la humedad del C.B.N., conlleva a un ahorro de 26.18 kg de petróleo por tonelada de NiO producido, en las condiciones vigentes en la época.

Uno de los parámetros de mayor preocupación para los técnicos y científicos del níquel es la granulometría del NiO producido [1, 21, 34, 59, 86, 97, 118], estos trabajos abarcan intentos de relacionar la densidad de óxido [21] y la humedad del C.B.N. [86] con la granulometría o de esta última con variables de operación del horno [1]. El primer caso fue resuelto estadísticamente, pero los otros sólo constituyeron intentos fallidos, pues concluyeron con la imposibilidad del logro de los objetivos planteados.

La obtención de un producto final fuera de especificación por alto contenido de hierro y azufre o bajo contenido $Ni+Co$, es asimismo preocupante, en el estudio de las posibles causas del alto contenido de hierro en el óxido [36] se resaltan la oscilación de los equipos, un alto contenido de hierro en el C.B.N. y el desgaste de las cadenas, lo cual coincide con los resultados de análisis semejantes [39, 42].

En la empresa Cmdte. René Ramos Latour se realizó un intento de determinación del tiempo de estancia del material en el horno [85], el cual terminó sin éxito al no guardarse las condiciones exigidas por el experimento para lograr resultados confiables debido a variaciones de algunas variables del horno durante las corridas del experimento trazado. Uno de los trabajos más recientes relacionados con el C.B.N. desde el punto de vista tecnológico [106] abarca un amplio estudio de la cinética de su calcinación, en este se plantea, como en [20, 49], que el C.B.N. es impurificado con azufre en forma de sulfato y propone como fórmula probable:



Este carbonato es purificado en el proceso de calcinación mediante la descomposición de los sulfatos en óxido de níquel. El estudio fue llevado a cabo a través del tratamiento de muestras esparcidas en crisoles para garantizar el intercambio de oxígeno con el aire, las muestras fueron tratadas a temperaturas entre los 313 - 1172 K, a diferentes velocidades de calentamiento. Se demuestra que a 843 K ya ha ocurrido la salida de todo el CO₂ del carbonato y por encima de esa temperatura se está en presencia de óxidos de níquel no estequiométrico con deficiencia catiónica y a medida que aumenta la temperatura de obtención del NiO se nota un ligero incremento de Ni.

En cuanto a las ecuaciones de la cinética se realiza en [106] un profundo análisis de las posibles expresiones y se concluye como la más probable:

$$\frac{dx}{dt} = Ae^{-\frac{E}{RT}} (1-\alpha)^{\frac{2}{3}} \left[1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}} \right] \quad (1.3)$$

donde :

α - Grado de transformación de la muestra.

A- Factor pre-exponencial.

E- Energía de activación.

R- Constante de los gases.

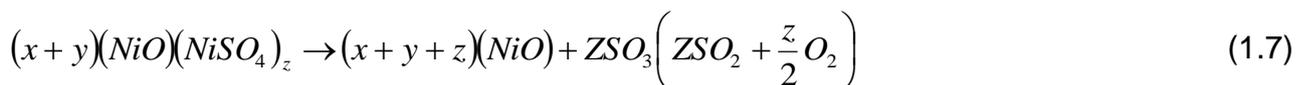
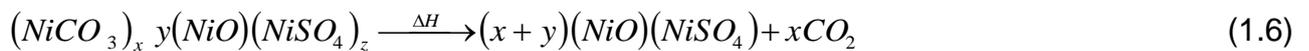
T- Temperatura absoluta.

Esta expresión resulta válida para cada una de las etapas, en que según la autora debe ser dividida la cinética de descomposición del C.B.N.:

- ✓ La primera etapa donde se libera la mayor parte del agua hidratada con una energía de activación E=88.54 kJ/mol y un factor pre-exponencial A=2.1x10¹⁴ s⁻¹ y temperatura 313 - 437 K.

- ✓ La segunda etapa donde culmina la liberación del agua hidratada y parte del agua de constitución con $E=58.2$ kJ/mol, valor de $A=2,4 \times 10^3$ s⁻¹ y temperatura entre 437-536 K.
- ✓ En la tercera etapa termina de salir el agua de constitución y se descompone todo el carbonato, desprendiéndose CO₂ con $E=88.54$ kJ/mol, valor de $A=5.3 \times 10^4$ s⁻¹ y temperatura de 536 - 843 K.
- ✓ La cuarta etapa y final, donde se descompone el NiSO₄, liberándose el SO₃, con $E=324.4$ kJ/mol, valor de $A=2.3 \times 10^{12}$ s⁻¹ y temperaturas de 900 - 1132 K.

Resultan de interés también las ecuaciones probables de las reacciones:



La literatura recoge varios trabajos desde el punto de vista de la descripción matemática de procesos semejantes al de calcinación del C.B.N. [33, 103, 104, 110, 118, 119]. Así, se aborda la modelación matemática de procesos que ocurren en hornos rotatorios, tales como, la aglomeración de una carga de nefelín y caliza [110], la calcinación del coque [33], la tostación de menas oxidadas de níquel [104] y otros. Todos estos en mayor o menor grados recogen en esencia los procesos, pero adolecen del defecto principal de describir los mismos con ecuaciones diferenciales que no tienen en cuenta la dependencia de los parámetros y variables del horno, tanto del tiempo, como de la posición, cuestión que podría resolverse con un enfoque con ecuaciones diferenciales en derivadas parciales, que responderían más acertadamente a la realidad de los hornos rotatorios, los cuales en su mayoría poseen altas relaciones largo/diámetro (15 - 50).

Un enfoque peculiar tiene la descripción de la cinética de tostación realizada por Tijonov O. N. [118], donde toma en consideración la composición granulométrica de la fase sólida. Otros trabajos [84, 107] recogen modelos matemáticos estadísticos, los cuales son generalmente no muy confiables, aunque para algunos fines sean aceptables.

Una presentación más acertada del problema es la dada por Tijonov O. N. [119] y Riffaud [103], que recogen la modelación con ecuaciones con parámetros distribuidos en la

calcinación de menas oxidadas de níquel y en un horno de producción de aluminio respectivamente.

A la modelación de procesos en hornos rotatorios también han sido dedicados algunos trabajos recientemente, dentro de los que se encuentra los de Boateng y Barr en [11] que concluyen que el mezclado de partículas en el plano transversal de un horno rotatorio o secador es esencial para el calentamiento o secado de la carga y para la generación de un producto homogéneo, sin embargo, las diferencias en el tamaño y densidad de las partículas llevan a un proceso de mezclado donde las partículas más pequeñas o más densas se segregan para formar un núcleo interior, el cual nunca puede llegar a la superficie del lecho para exponerse a las temperaturas de la parte libre del horno. Por eso desarrollaron un modelo para predecir el movimiento preferencial de las partículas en la capa activa compartida, este modelo determina la magnitud de la segregación de las partículas finas y está basado en el principio de la precolación en la capa activa, según el cual las partículas finas caen a través del lecho para formar un núcleo segregado. Incorporando los resultados de un modelo de flujo granulado desarrollado con este propósito, les fue posible establecer las dimensiones del núcleo segregado, así como la concentración de partículas finas en el resto de la sección transversal del lecho. Este resultado es necesario para señalar el efecto de la segregación en la no-uniformidad de la temperatura del lecho en los hornos rotatorios.

Estos mismos investigadores también desarrollaron [12] un modelo matemático para predecir la transferencia del gas al lecho de material de un horno rotatorio, el modelo térmico incorpora una representación bidimensional del plano transversal del lecho al modelo convencional unidimensional para hornos rotatorios, el resultado, un modelo casi-tridimensional del horno rotatorio, que prueba significativamente la habilidad para simular las condiciones dentro del lecho sin necesidad de tomar consideraciones rigurosamente para el flujo complejo y el fenómeno de la combustión en la parte libre. El modelo combinado es capaz de predecir la distribución de temperatura dentro del lecho y la pared del refractario en cualquier posición axial del horno.

Bui, R. T. realizó un trabajo [18] sobre modelos de procesos que incluyen el flujo de fluidos y la transferencia de calor y se extiende a todas las categorías importantes de los procesos encontrados en la industria primaria del aluminio, desde el procesamiento de la materia prima y la reducción, hasta la fundición y el reciclaje. Se incluye una amplia variedad de procesos desde los precipitadores, calcinadores, hornos rotatorios, celdas de reducción y hornos de mezclado y de fundición, hasta los hornos de reciclaje y filtración de metales. Se

Lleva a cabo un repaso del trabajo de modelación, las aplicaciones y necesidades expresados no solo en el análisis y diseño sino también en el control del proceso, optimización y supervisión, incluyendo el entrenamiento del operador. Se da un resumen de los problemas percibidos, fundamentalmente en el campo de los parámetros de los modelos y la validación de éstos, además de indicaciones sobre las tendencias futuras.

Kolyfietis y Markatos [71] conformaron un modelo matemático para la predicción del flujo, combustión y transferencia de calor en el horno rotatorio calentado con combustible pulverizado. La formulación matemática de este problema de dos fases aplica las ecuaciones de conservación eulerianas para la fase gaseosa portadora, así como a las partículas de carbón. Se usa el método de dominio finito para la solución numérica de estas ecuaciones y se seleccionan, según su participación, varios modelos matemáticos auxiliares que describen diferentes procesos físicos que ocurren en el horno rotatorio, tales como combustión del carbón, la radiación y el transporte interfase. Las predicciones obtenidas con el presente modelo son comparables con la data experimental obtenida en un horno rotatorio en operación en una planta de la "Hercules General Cement Co.", donde se examinan y discuten las correlaciones entre las mediciones y las predicciones. Finalmente la longitud de la llama calculada es comparada con correlaciones empíricas halladas usualmente en la literatura y se concluye que el tipo de modelación propuesta lleva a resultados valiosos, que pueden ayudar a una mejor comprensión del complejo fenómeno físico-químico que ocurre en los hornos rotatorios para optimizar su comportamiento y el consumo de energía.

Otro trabajo reciente fue llevado a cabo por Kontopoulos y un grupo de investigadores [72], los cuales desarrollaron un sistema híbrido SCADA (control, supervisor y adquisición de datos) para la suspensión del aire en un calcinador de alúmina en la planta Aluminium de Grece St. Nicholas. El sistema incluye dos módulos adicionales, un sistema de expertos basado en 10 años de experiencia de operación y un modelo dinámico que predice continuamente la calidad del producto. Está implementado sobre la base de un PC bajo la ambientación de un software de control industrial e interfaces al horno a través de un PLC. El sistema guía al operador del horno para lograr una reducción de pérdidas sensibles de calor al operar con un exceso marginal de aire, para sacar ventajas de la eficiencia energética superior a proporciones superiores de producción y al mismo tiempo, para evitar condiciones de explotación potencialmente peligrosas que conduzcan a pérdidas de producción y energía. También realiza las funciones tradicionales de SCADA, es decir, adquisición de datos, mantenimiento de un fichero de historia para los parámetros

importantes y el monitoreo de los principales parámetros de operación tanto en un diagrama mímico del proceso como en una serie de gráficos. Adicionalmente a estas tareas, un modelo dinámico simplificado brinda al operador una predicción del valor corriente de los principales parámetros de calidad del producto, el cual puede ser medido solo con equipamiento de laboratorio. Resultados preliminares han mostrado que la reducción del aire secundario y el tiempo reducido de interrupciones, logrados por el operador bajo la guía del sistema, puede reducir el consumo energético hasta en un 10%. Valores similares o aún superiores en la eficiencia energética pueden ser alcanzados con la implementación de un sistema similar en hornos de calcinación de cemento basados en la misma tecnología.

En [76] se recogen los resultados logrados por Lebas y otros investigadores en la realización de experimentos en un horno rotatorio a escala piloto con partículas de carbón y de coque para estudiar su tiempo medio de residencia, la distribución del tiempo de residencia, el perfil de la profundidad del lecho y el tiempo de permanencia en la superficie del lecho. Fue estudiada la influencia del grado de llenado en el tiempo de residencia, con una profundidad del lecho uniforme en el horno. Las mediciones de la distribución del tiempo de residencia y el perfil de la profundidad del lecho fueron realizadas en un horno sin restricciones finales, a diferentes velocidades de rotación y distintas entradas de sólido. La fracción del tiempo correspondiente al paso de las partículas por la superficie del lecho fue medida por medio del estudio fotográfico de una partícula coloreada. Fueron probadas varias ecuaciones para representar los resultados experimentales y adecuadas las ecuaciones de Kramers y Croockewit (1952) y de Ronco (1965) para calcular los tiempos medios de residencia, mientras solo por medio del moldeo pudo representarse correctamente el perfil de la profundidad del lecho. Se propone una ecuación que permite ser bastante exactos en la predicción de la fracción del tiempo de residencia empleado en la capa superior del lecho.

También a la automatización han sido dedicados grandes esfuerzos anteriormente [43, 57], dentro de estos la primera variante de automatización de un horno de calcinación en Cuba fue la que se instaló con el horno #2 de la Empresa Cmdte. René Ramos Latour y estaba basada principalmente en la instrumentación propiamente dicha [44, 57], aunque incluía el control automático del tiro del horno a partir de variaciones de presión, medida al final del mismo y el control automático de la combustión a través del calor de la llama mediante la utilización de un pirómetro. Estos sistemas poseían reguladores poco eficientes y en general estaban mal concebidos, notable esto en el hecho de que no se controlaban las temperaturas, pues apenas eran medidas con muy mala sensibilidad.

Más adelante, la firma inglesa “Kent Instrument Limited” (KIL) propuso una nueva variante de automatización del horno [43], esta supone que el lazo de tiro puede operarse individualmente. Como variable fundamental se toma la temperatura de los gases de salida, la cual es regulada a través de un control en cascada con el flujo de combustible, utilizando también un control de la relación de combustible-aire y la regulación de la combustión mediante el control proporcional del vapor de atomización, no cumpliendo esto último con la función de la planta, por no ser el flujo de vapor proporcional al del combustible realmente, manteniendo el tiro fijo mediante un lazo de control a través de la presión.

En una última concepción [44] se considera al horno como multiparamétrico y se relaciona tiro y petróleo con las temperaturas, en este se asume el aire no como variable de control, sino como un agente encargado de garantizar la combustión de la llama rápidamente, controlándose el aire secundario a través del tiro. Resalta como deficiencia en este caso, que lo que se mide es la presión de los gases y no el flujo, el cual sería necesario dominar. Otro intento de control automático [57] toma como temperatura a regular la de las cadenas a partir del tiro y el petróleo y este al aire primario.

En general todos estos trabajos de automatización adolecen de la no integralidad en el enfoque de las concepciones, limitándose a la creación de lazos aislados para garantizar la estabilidad de uno u otro parámetro, pero carentes de un algoritmo previamente bien concebido y científicamente fundamentado.

De todo lo expresado resulta evidente la necesidad de llevar a cabo un estudio más profundo, preciso y con una sólida base científica encaminado a la modelación matemática para el control integral del proceso de calcinación del C.B.N., cuestión esta de suma importancia para la industria cubana del níquel, en los momentos actuales de amplio desarrollo de medios técnicos de automatización.

Como se puede observar de este análisis los trabajos dedicados a la calcinación y a los hornos rotatorios no abarcan el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel, el cual se encuentra poco estudiado desde los puntos de vista aquí tratados, por lo cual la presente investigación representa una incursión novedosa en este campo.

1.3. Flujo Tecnológico para la Obtención del producto final.

Las instalaciones de la Empresa comprenden el yacimiento, las instalaciones de la mina, las plantas desde la preparación del mineral hasta el producto final, la presa de colas, la base de amoníaco, la base de carbón, la base de combustible y la planta potabilizadora. El proceso tecnológico está basado en la lixiviación carbonato - amoniaca (Tecnología CARON), en el cual el mineral oxidado de níquel es reducido selectivamente.

Esta tecnología comienza con la extracción del mineral en las minas a cielo abierto de los yacimientos de níquel de Punta Gorda, con una ley de aproximadamente 1.3% de níquel, siendo transportado hasta el complejo industrial en camiones marca KOMATSU, BELAZ y VOLVO.

En la industria el mineral se incorpora al flujo tecnológico por la Planta de Secaderos y Molinos, donde es descargado en las tolvas de recepción, con dos sistemas paralelos, uno trabajando y el otro de reserva. Luego en las cribas estacionarias es separada la porción de +450 mm como rechazo, para después pasar a la trituradora primaria y posteriormente a las zarandas que separan la fracción de 100 mm, la cual se envía mediante un sistema de transportadores de correas al depósito de homogeneización, la fracción de más de 100 mm se envía al triturador de martillo para ser reducido, todo el proceso de descarga del mineral se realiza por medio de grúas viajeras "Jaiba".

Una vez homogeneizado, el mineral es enviado al proceso de secado, reduciéndose en éste la humedad hasta un 4.5 % y enviándose luego a la sección de molienda, mediante transportadores de bandas; aquí se almacena en cuatro tolvas provistas de alimentadores de discos, con el objetivo de lograr una alimentación dosificada a los molinos. Cada tolva alimenta un molino de bolas donde se obtiene un producto de granulometría de la clase 0.074 mm en un 80 %. El mineral es extraído de los molinos mediante succión con aire producido por un ventilador de tiro con recirculación de 134 000 m³/h de capacidad, pasando a un clasificador neumático, recirculando todo el material que está fuera de especificaciones hasta obtener la granulometría deseada.

El mineral triturado seco y molido es enviado a la Planta de Hornos de Reducción donde ocurre la reducción del óxido de níquel en los hornos de soleras múltiples - 17 hogares -, que se alimentan con petróleo aditivo y petróleo para las cámaras de combustión incompleta, garantizando en su conjunto la atmósfera reductora necesaria en este proceso. Los hornos se dividen en tres grupos que funcionan independientemente, cada pareja de hornos dispone de una tolva común a donde pasa el mineral molido y seco procedente de la Planta de Preparación del Mineral. Desde esta tolva el mineral se suministra al hogar superior - hogar cero - del horno y luego pasa a través de 16 hogares consecutivamente, calentándose hasta una temperatura máxima de 1023 K y reduciéndose posteriormente.

El mineral reducido desde cada horno se recoge en un transportador rotatorio que lo lleva al enfriador de tambor sumergido parcialmente en agua para enfriarlo hasta 393 K y mezclarlo con licor amoniacal de retorno en el canal de prelixiviación del cual pasa al tanque de contacto.

Ya en la Planta de Lixiviación y Lavado, el mineral pasa a través de tres sistemas paralelos de lixiviación de tres etapas a contracorriente, la lixiviación se lleva a cabo con licor carbonatado amoniacal que contiene el 6 % de amoníaco y 3 % de ácido carbónico mediante la creación de la pulpa.

En cada etapa de la lixiviación se encuentran turboaeradores y sedimentadores conectados en serie. Luego de la tercera etapa de lixiviación las colas se dividen en dos partes iguales que se dirigen hacia dos sistemas paralelos de cinco etapas de lavado, el cual se realiza con licor carbonato amoniacal fuerte y fresco que se aplica en la tercera etapa de lavado.

El licor se evacua desde el sistema de lixiviación y lavado por dos puntos en forma de licor producto después de la primera etapa de lixiviación; y en forma de la fase líquida de la pulpa de cola desde la quinta etapa de lavado. Este licor producto y la pulpa de colas se bombean a la Planta de Recuperación de Amoníaco donde se extrae el níquel en forma de carbonato básico y se recupera el amoníaco.

El licor desde la segunda etapa de lixiviación y una parte de la primera, se enfría en los intercambiadores de calor tubulares con agua y se dirigen a la Planta de Hornos de Reducción para mezclarse con el mineral reducido. Los gases que se evacuan desde los resecadores, así como productos de la aspiración se dirigen al sistema de captación de amoníaco, consistente en tres líneas paralelas de absorción - cinco en cada línea - que son regados con agua. Finalmente el licor amoniacal débil obtenido se enfría en el lavado y se aplica en la quinta etapa del mismo.

El licor producto pasa por tres etapas de aereación en la Planta de Recuperación de Amoníaco, con el fin de oxidar y precipitar el hierro, el cual es filtrado y enviado a los alambiques y pasando de plato a plato es tratado con vapor que se introduce a contracorriente por la parte inferior.

Durante este proceso el amoníaco se elimina del licor y se precipita el Carbonato Básico de Níquel (C.B.N.). La pulpa de carbonato es enviada a los espesadores, el reboso de los mismos es filtrado en los filtros de cartuchos y el flujo de la parte inferior en los discos de vacío. La pulpa de cola es enviada para ser destilada en los alambiques y el producto de desecho se bombea al depósito de colas.

Los gases de la destilación del licor producto y de las pulpas de colas después de haberse enfriado previamente, se envían al sistema de absorción para obtener un licor amoniacal fuerte. Este sistema está compuesto por cuatro líneas paralelas de torres de absorción unidas en serie que son regadas tanto con agua como con licor de retorno y que constituyen

la primera etapa de absorción. En la segunda etapa se aplican los gases que contienen ácido carbónico para compensar las pérdidas durante el proceso.

El licor amoniacal fuerte obtenido en el sistema de absorción se emplea en el sistema de lavado y se alimenta a la tercera etapa, la pérdida de amoníaco se compensa suministrando NH_4OH del depósito al sistema de absorción. Otro componente que forma parte de la Planta de Lixiviación es lo que se conoce en la Empresa como la Planta de Cobalto, la cual constituye un esquema corto de la misma. En ésta se obtiene Ni y Co en forma de sulfuro como resultado de la dosificación del licor producto con Hidrosulfuro de Amonio, rebajando el contenido de Co en el producto final de la Planta de Sínter. En la actualidad ha pasado a ser un producto de salida más de la Empresa con un mercado estable.

La tecnología CARON culmina con los procesos de la Planta de Calcinación y Sínter donde se obtiene el producto final. El carbonato básico de níquel húmedo se somete a un proceso de calcinación, donde es transformado en óxido de níquel, el cual se sinteriza para lograr finalmente el Sínter de Níquel de aproximadamente (86 – 91) % de níquel, listo para ser exportado y comercializado.

Para que el proceso tecnológico se pueda realizar son imprescindible otras plantas auxiliares, tal es el caso de la Base de Amoníaco la cual recepciona y almacena este producto para su uso en el proceso de lixiviación; la Base de Carbón ubicada en las áreas del puerto de Moa, recepciona y beneficia el carbón que se utiliza como reductor en la sinterización del óxido de níquel; la Base de Combustible recepciona y distribuye el combustible para todas las instalaciones de la Empresa y la Planta Potabilizadora ubicada en el camino hacia el poblado de La Veguita, está encargada de la limpieza mecánica del agua que posteriormente será utilizada en la industria.

1.4. Proceso Tecnológico de la Planta de Calcinación y Sínter

La planta de calcinación y sínter se compone de tres áreas fundamentales: filtración, calcinación y sinterización.

El proceso en el área de filtración comienza una vez obtenido el carbonato de níquel, mediante la destilación del licor producto en los alambiques, los cuales descargan el C.B.N. a los sedimentadores a una temperatura de 107°C con una concentración de 0.3-0.7 g/l con un 98% de líquido, evaporándose parte de este a través del tanque flash.

Los sedimentadores poseen 25 m de diámetro y una profundidad nominal en el centro de 36 m, en estos ocurre la separación de la fase sólida de la pulpa, como resultado del precipitado de las partículas sólidas por la acción de la fuerza de gravedad, obteniéndose un sedimento compacto con una alta densidad y un líquido que rebosa, es decir, un licor cuya concentración es de 0.1 g/l que sale por la canal de reboso del sedimentador hacia un tanque de reboso cuya capacidad es de 75 m³, para luego ser bombeado hacia el sedimentador 01.

La pulpa de carbonato descargada por el cono del sedimentador y el sulfuro proveniente del sedimentador 01 son bombeados hacia los filtros rotatorios de discos de vacío, en los cuales el carbonato se adhiere a la superficie del disco por la acción del vacío que se realiza con la bomba, siendo desprendido de la superficie de la hoja del filtro con ayuda de una cuchilla de goma.

El líquido filtrado, conjuntamente con el vapor va al condensador barométrico y de aquí pasa por gravedad al tanque de desecho, al igual que el líquido o agua atrapada en las trampas de filtrados.

El C.B.N. cae libremente al transportador de banda tipo 5040-60, entre los bolsillos del filtro, siendo llevado a los transportadores de banda mediante embudos invertidos recubiertos por teflón.

En los transportadores de banda se sitúan pesas para el control y el registro del peso del C.B.N. el cual continua su recorrido, alimentando los hornos de calcinación a través del sinfín de carga.

Los tres hornos rotatorios de calcinación tienen un diámetro interior entre 2,65-2,75 m y una longitud de 50.5 m con una productividad de 2.25 t/h de óxido de níquel, de los tres hornos siempre permanece uno de reserva.

El polvo de óxido de níquel que es arrastrado por los gases se recupera, una parte en la batería de ciclones, y la otra parte continúa con el recorrido de los gases para ser recolectada en los electrofiltros. El polvo recuperado tanto en la batería de ciclones como en los electrofiltros es alimentado a los hornos de calcinación y los gases productos de la combustión son expulsados a la atmósfera a través de la chimenea.

El óxido de níquel antes de salir del horno es previamente enfriado en un intercambiador de calor de doble pared, el cual cuenta con duchas exteriores que utilizan agua a temperatura ambiente y una piscina donde se encuentra sumergida parte de la superficie del intercambiador, existiendo contacto indirecto entre el óxido de níquel calcinado y el agua.

El óxido de níquel es descargado, después de enfriado, a los transportadores vibrátiles, los cuales alimentan el producto a los molinos de martillo siendo triturado hasta una granulometría de 3 mm.

Este óxido es alimentado al elevador de cadenas de altura 23.35 m, el cual suministra a los transportadores vibrátiles acanalados, y éstos a la tolva de óxido de níquel de la sección de sinter con el objetivo de emplearlo en la mezcla que se suministra a la máquina de sinterización.

El carbón antracita después de ser triturado y lavado en el área del puerto de Moa, se envía a la sección de sinter de la planta, con la granulometría requerida en contenedores de 5 toneladas. El polvo que se recolecta en el área de sinter es enviado a la tolva de polvillo de la sección de la preparación de mezcla, el fino de retorno es el sinter con granulometría menor de 6 mm.

El sinter se produce a partir de una mezcla dosificada que se realiza con el óxido de níquel, carbón antracita, fino de retorno y polvillo, esta dosificación la establece el tecnólogo de la planta.

La mezcla una vez dosificada por los alimentadores y la pesa de acción continua a través del transportador vibrátil, es alimentada al elevador de cangilones con cadena de marcha lenta. Este elevador es el encargado de alimentar la mezcla al tambor mezclador donde ocurre la humectación y la homogeneización de la mezcla, siendo esta alimentada a la máquina de sinter.

La torta de sinter, después de ser sinterizada y enfriada en la misma máquina, es descargada a la trituradora de un solo rodillo. Después del primer estadio de trituración el sinter cae a un alimentador oscilatorio (AL-314), que descarga el producto triturado a los transportadores vibrátiles encargados de transportar el sinter hacia los elevadores de cubos los cuales lo alimentan a las zarandas de inercia, para su clasificación, obteniéndose el sinter de níquel con la siguiente granulometría:

- ✓ Producto Final: 20-40 mm.
- ✓ Relleno: 6-20 mm.
- ✓ Fino de Retorno: 0-6 mm.

El sinter que tiene una granulometría de 0-6 mm se envía a la tolva de fino para ser reintegrado al proceso a través de la mezcla; el de granulometría de 6 - 20 mm se envía para la tolva de relleno con el fin de formar una cama protectora de las parrillas de la máquina y el producto final de 20 - 40 mm es transportado hacia la tolva de producto final donde se envasa en bolsas de nylon de 1.5 toneladas con una exactitud de 0.1% y se

almacena en la planta desde donde se envía para los almacenes ubicados en el puerto de Moa.

La planta de calcinación y sinter posee una planta auxiliar de carbón antracita en la que se prepara el carbón que se utiliza en la mezcla a sinterizar, cuya sección de envase se tiene en cuenta como un elemento auxiliar de la planta.

De esta forma quedó descrito el flujo tecnológico de la Planta de Calcinación y Sinter de la empresa objeto de estudio, lo que permitió determinar las peculiaridades del proceso que nos ocupa en la presente investigación.

1.5. Estado Actual de la Automatización del Proceso de Calcinación del C.B.N.

Actualmente el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara se encuentra desde el punto de vista de su automatización, en una etapa primaria, pues sólo contempla la medición y registro de varios parámetros del proceso por un autómata programable.

A continuación se muestran los parámetros que se registran con sus correspondientes instrumentos de medición y las características técnicas.

PARÁMETRO: Presión de tiro de los gases.

EQUIPO: Transmisor de presión diferencial (absoluta, relativa y diferencial) SITRANS P serie HK.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alcance de medida ajustable	100 - 2000 Pa
Margen ajustado	± 100 Pa
Alimentación	11 - 45 V DC a dos hilos
Señal de salida	4 - 20 mA

PARÁMETRO: Temperatura de los gases en la zona de combustión (T1).

EQUIPO: Pirómetro de radiación ARDOCOL MP gobernado por microprocesadores.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Temperatura máxima	2723 K
Ajustado	1273 - 1673 K

Salida	4 - 20 mA lineal con la tensión
Alimentación	20 - 30 V DC

PARÁMETRO: Temperatura de los gases en la zona de calcinación (T2).

EQUIPO: Termoelemento de Pt-Rh-Pt tipo S.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Temperatura máxima de servicio	1673 K
Ajustado	1623 K
Salida	4 - 20 mA lineal con la tensión
Alimentación	20 - 30 V DC

PARÁMETRO: Temperatura de los gases en la zona de gases de salida (T4).

EQUIPO: Termómetro de resistencia Pt 100 con vaina y cabezal de conexión de roscado, convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Temperatura de servicio hasta 873 K.

Cabezal de conexión tipo B, construido de material ligero, para alojar un convertidor.

Convertidor de señal programable con rango ajustado.

PARÁMETRO: Temperatura a la entrada y salida de los electrofiltros (T5 y T6).

EQUIPO: Termómetro de resistencia Pt 100 con vaina y cabezal de conexión de roscado, convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Temperatura de servicio hasta 873 K.

Cabezal de conexión tipo B, construido de material ligero, para alojar un convertidor.

Convertidor de señal programable con rango ajustado:

Entrada de los electrofiltros	3 unidades	273 - 873 K
Dentro de los electrofiltros	3 unidades	273 - 773 K
Salida de los electrofiltros	3 unidades	273 - 673 K

PARÁMETRO: Concentración de O₂ en los gases de salida.

EQUIPO: Analizador de gases para O₂, modelo OXIMAT 5M.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Número de canales	1
Alimentación	240 V AC, 60 Hz
Componente a analizar	O ₂
Temperatura de la muestra	353 K
Rango de medida	0 - 5 % de O ₂
Señal de salida	4 - 20 mA
Alarmas	1 de máximo y 1 de mínimo en forma de contactos libres de potencial.
Capacidad de carga de los contactos	24 V, 1 A

PARÁMETRO: Flujo de petróleo.

EQUIPO: Flujómetro volumétrico de émbolo rotatorio para el fuel-oil

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Diámetro nominal	DN 25
Presión nominal	PN 63
Precisión	0.25 %
Caudal máximo	100 l/min
Caudal mínimo	3 l/min para una viscosidad de 3 mPa·s 5 l/min para una viscosidad de 1 mPa·s

PARÁMETRO: Flujo de aire primario.

EQUIPO: Transmisor de presión diferencial para la medida del caudal, inteligente, no smart modelo SITRANS P.Serie HK.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alcance de medida ajustable	100 - 2000 Pa
Margen ajustado	3 unidades 0 - 400 Pa 3 unidades 0 - 600 Pa
Precisión	mejor de 0.1% incluidos la histéresis y la repetibilidad
Rangeabilidad	1 - 10
Temperatura máxima del medio a medir	373 K
Señal de salida	4 - 20 mA lineal con el caudal

Indicador local incorporado, analógico	Escala 0 - 100 %
Alimentación	11 - 45 V DC a dos hilos a través de las mismas líneas de señal.
Conexión eléctrica	conector HAN 7D

PARÁMETRO: Presión del petróleo.

EQUIPO: Transmisor de presión relativa provisto de sello separador de membrana acoplado directamente al transmisor, inteligente, no smart modelo SITRANS P. Serie HK.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alcance de medida ajustable	6.3 - 63 kg/cm ²
Margen ajustado	0 - 40 kg/cm ²
Precisión	mejor de 0.1% incluidos la histéresis y la repetibilidad
Rangeabilidad	1 - 10
Temperatura admisible del fluido	453 K
Indicador local incorporado, analógico	Escala 0 - 100 %
Alimentación	11 - 45 V DC a dos hilos a través de las mismas líneas de señal.
Conexión eléctrica	conector HAN 7D

PARÁMETRO: Presión de vapor de atomización.

EQUIPO: Manómetro tipo BOURDON con sifón enfriador y dos contactos eléctricos.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Rango de medida	0 - 16 kg/cm ²
Diámetro de la escala	100 mm
Contactos eléctricos	220 V AC
Modelo	IN tipo D

PARÁMETRO: Presión de aire primario.

EQUIPO: Transmisor de presión relativa, inteligente, no smart modelo SITRANS P. Serie HK.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alcance de medida ajustable	10 - 100 kPa
Margen de medida ajustado	0 - 15 kPa
Precisión	mejor de 0.1 % incluidos la histéresis y la repetibilidad
Rangeabilidad	1 - 10
Temperatura admisible del fluido	373 K
Señal de salida	4 - 20 mA lineal con el caudal
Indicador local incorporado, analógico	Escala 0 - 100 %
Alimentación	11 - 45 V DC a dos hilos a través de las mismas líneas de señal.
Conexión eléctrica	conector HAN 7D

PARÁMETRO: Temperatura del petróleo.

EQUIPO: Termómetro de resistencia Pt 100 con vaina y cabezal de conexión de roscado con convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Longitud de inmersión	250 mm
Convertidor de señal programable con rango ajustado	273 - 423 K

PARÁMETRO: Temperatura del agua de enfriamiento del óxido.

EQUIPO: Termómetro de resistencia Pt 100 con vaina y cabezal de conexión de roscado con convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Longitud de inmersión	250 mm
Convertidor de señal programable con rango ajustado	273 - 393 K

PARÁMETRO: Flujo de mineral alimentado.

EQUIPO: Báscula de pesaje continuo, Tipo WESTERDAM.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alimentación	220 V AC
Entrada	0 - 18 t/h
Salida	4 - 20 mA

PARÁMETRO: Flujo del agua de enfriamiento.

EQUIPOS: 1 elemento primario de caudal tipo PITOT delta

TUBE modelo 301 – AK – 10 – AD para agua

1 Transmisor de presión diferencial para la medida de caudal, inteligente, no smart , modelo SITRANS P serie HK.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Alcance de medida ajustable	2,5 - 25 kPa
Margen de medida ajustado	0 - 15 kPa
Precisión	mejor de 0.1 % incluidos la histéresis y la repetibilidad
Rangeabilidad	1 - 10
Temperatura admisible del fluido	273 K
Señal de salida	4 - 20 mA lineal con el caudal
Indicador local incorporado, analógico	Escala 0 - 100 %
Alimentación	11 - 45 V DC a dos hilos a través de las mismas líneas de señal.
Conexión eléctrica	conector HAN 7D

PARÁMETRO: Velocidad de rotación del horno.

EQUIPO: Tacogenerador

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

0 - 0,8 r.p.m. 0 - 10 V

PARÁMETRO: Temperatura del óxido producto.

EQUIPO: Termómetro de resistencia Pt 100 con vaina y cabezal de conexión de roscado con convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Longitud de inmersión	200 mm
Convertidor de señal programable con rango ajustado	273 - 573 K

Para el montaje del sistema automático en el área de calcinadores se cuenta con el siguiente equipamiento técnico:

SUBESTACIÓN:

1 Unidad central CPU 943 con un puerto serie.

3 Bastidores para aparatos centrales CR 700-2 para 7 tarjetas periféricas.

3 Fuentes de alimentación PS 951, 120/230 V AC, 24 V DC, 2 A.
3 Módulo de memoria EPROM, 32 kB.
3 Batería Back-up.
9 Módulos de 16 entradas analógicas.
6 Módulos de 32 entradas digitales 24 V DC con separación galvánica.
3 Módulos de 32 salidas digitales 24 V DC sin separación galvánica.
21 Conectores frontales de 46 polos, para terminales con tornillos.
3 Procesadores de comunicaciones CP 5480.TF.
3 Módulos de memoria EPROM 32 kB para CP 5430.
3 Cápsulas de adaptación.
3 Acopladores de bus para red SINECL2. Longitud 1.5 m.
36 Módulos de margen de medida 4 - 20 mA a dos hilos.
1 Aparato de visualización OP 35 a color, 1 MB de memoria integrada y 4 interfaces (2XTTY/V24,X27/TTY,MPI,PPI).
1 Cable de conexión RS 232 C, longitud 15 m.
96 Relés borneras para acoplamiento con el campo.
7 Fuentes de alimentación con entrada 115/230 V AC, salida 24 V DC, 2 A.
3 Canales de cables y piezas de montaje.
36 Módulos de margen de medida 4 - 20 mA.
1 Batería Back-up para OP 30.
2 Unidades centrales CPU 943 con 2 puertos series.
1 CPU 95 U con puerto para SINECL 2.
1 Batería Back-up para 95 U.
1 Conector frontal para 95 U.
1 Módulo EPROM 8 KB.
2 Elementos de bus para conexión con tornillo.
4 Módulos inteligentes IP 262 con salida continua.
2 Fuentes de alimentación con entrada 115/220 V AC, salida 24 V DC, 2 A.
1 Acoplador de bus para red SINECL 2 longitud 1,5 m.

SALA DE MANDO CENTRAL:

1 Unidad central CPU 944 con dos puertos series.

1 Bastidor para aparatos centrales CR 700-0.

1 Fuente de alimentación PS 951, 120/230 V AC, 24 V DC, 2 A.

- 1 Módulo de memoria EPROM 32 kB.
- 1 Batería Back-up.
- 1 Módulo de 32 entradas digitales, 24 V con separación galvánica.
- 2 Conector frontal de 46 polos para terminales con tornillos.
- 1 Procesador de comunicaciones CP 5430.TF.
- 1 Módulo de memoria EPROM 32 kB para CP 5430.
- 1 Cápsula de adaptación.
- 1 Acoplador de bus para red SINECL 2. de 1,5 m.
- 1 Procesador de comunicaciones CP 524.
- 1 Módulo de interfase 752 para V 24.
- 1 Módulo de memoria EPROM 32 kB.
- 1 Fila de ventiladores 115/230 V AC.
- 1 Pieza de montaje.
- 5 Filtros para los ventiladores.
- 2 Fuentes de alimentadores con entrada 115/230 V AC, 24 V DC 2 A.
- 1005 m cables de Bus para SINECL 2.

También son medidos en el proceso, aunque de forma no automática:

- ✓ La altura de clarificación del carbonato en los filtros de vacío con una probeta graduada.
- ✓ Las concentraciones de CO y CO₂ en los gases de salida con un aparato ORSAT cada 8 horas.
- ✓ Las concentraciones de Ni, Co, Fe, cada 8 horas y S cada 2 horas en el óxido, mediante análisis químico.
- ✓ La densidad del óxido cada 8 horas mediante el pesaje de una muestra definida en volumen.

El control del proceso en el horno se realiza parcialmente automático desde la sala de mando central, donde existe un sistema a partir de un PLC encargado de muestrear los diferentes parámetros, además de regular la presión en el interior del horno y el flujo de combustible tomando como referencia la temperatura de los gases de salida.

El sistema de control se encuentra distribuido a un 80% formando tres niveles: nivel de campo, control y supervisión. En el primero se sensan los parámetros del proceso y se envían al nivel de control para tomar decisiones y luego en el tercero se muestra la

información en forma de gráficos y tablas. Este moderno equipamiento técnico, debido a su gran flexibilidad, nos brinda la facilidad de realizar cambios en los lazos de regulación.

A lo planteado anteriormente se reduce el nivel actual de automatización del horno de calcinación en la empresa, lo que evidencia la necesidad de abordar la automatización integral del mismo con vistas a incrementar la calidad del producto final, haciéndose necesaria la modelación matemática del proceso.

1.6. Análisis del Proceso de Calcinación como Objeto de Modelación Matemática

La calcinación es el proceso de tostación del material en el cual ocurre la descomposición del mismo por el calor. Para ello se usa el horno de tambor rotatorio, donde es calcinado el C.B.N. mediante la combustión de petróleo precalentado. Actualmente ha sido usada una nueva tecnología que incluye la adición de sulfuro de níquel en la carga [92].

El horno para la calcinación del C.B.N. es un aparato de transferencia de calor y de masa, construido en forma de un horno rotatorio con una inclinación de dos grados al horizonte como una instalación de transporte. El C.B.N. que llega al horno por la parte superior a partir de los filtros de vacío mediante un sistema de transportador de banda y de tornillo, se traslada a lo largo del mismo por una trayectoria compleja atravesando cuatro zonas: secado, cadenas, calcinación y enfriamiento.

La zona de cadena, es la zona del horno en la cual se encuentra un gran número de cadenas con el objetivo de aumentar la superficie de secado, ya que ellas absorben el calor de los gases y se lo transmiten al carbonato, además evitan que se formen terrones de material de gran tamaño. Para la mejor comprensión del proceso de secado es conveniente dividir esta zona en tres etapas [82].

- ✓ En la primera etapa, el carbonato que se encuentra en forma de pasta eleva su temperatura hasta 353 – 363 K y sólo un pequeño porcentaje de agua es evaporada. Aquí existe cierta condensación del vapor de agua de los gases que salen al ponerse en contacto con la pasta fría. En esta etapa la pasta, que mantiene su fluidez, “humedece” las cadenas, exponiendo una gran superficie de secado a los gases calientes y reteniendo una gran cantidad de polvo arrastrado por los gases.
- ✓ En la segunda etapa, la pasta es secada parcialmente y se vuelve pegajosa, se pega al revestimiento del horno y puede formar anillos de pasta, constituyendo la etapa más difícil del proceso húmedo.

- ✓ En la última etapa la pasta es transformada en gránulos con un contenido de agua de aproximadamente un 12 – 20 % siendo la resistencia de los mismos muy importante para el trabajo de la zona completa, la cual depende además de la composición mineralógica del material.

Ya en la zona de calcinación el sólido se descompone según los mecanismos descritos en [106]. De esta zona sale el material con una composición de $Ni \geq 76 \%$, $Co \leq 1,3 \%$, $Fe \leq 0,7 \%$, $S \leq 0,03 \%$, $Mg \leq 0,09 \%$; el dióxido de azufre, el dióxido de carbono y el vapor de agua son evacuados con los gases productos de la combustión (SO_2 , CO_2 , CO) y con las partículas de óxido de níquel en suspensión.

Después de la calcinación el óxido de níquel es enfriado previamente en una doble pared, mediante duchas exteriores que la bañan con agua a temperatura ambiente y la piscina donde se encuentra sumergida parte del enfriador, garantizándose así un contacto indirecto entre el NiO y el agua. Este óxido de níquel a una temperatura de 373 – 423 K constituye el producto final del horno de calcinación.

En estas tres zonas mencionadas es necesario mantener un régimen aerodinámico y térmico adecuado para el desarrollo exitoso del proceso, resultando el intercambio térmico algo complejo, donde el portador de calor principal son los gases productos de la combustión del petróleo. En este proceso de transferencia de calor a lo largo del horno pueden destacarse tres vías fundamentales de transmisión: por radiación y por convección de los gases directamente al carbonato; por radiación y conducción del refractario al carbonato en la parte del horno cubierta por éste y de las cadenas al material en la zona de cadenas; y por radiación de la parte del horno no cubierta por el material a este último. Los gases de la combustión se mueven a través del horno a una velocidad que depende del tiro inducido y en sentido contrario (a contracorriente) al desplazamiento del material, con el cual se pone en contacto, transfiriendo su calor a éste, asimilando la humedad, el dióxido de carbono y el dióxido de azufre desprendidos por el material.

El horno de calcinación resulta un objeto de modelación matemática bastante complejo con un gran número de parámetros de entrada y salida, los cuales se encuentran en una compleja interdependencia.

En la figura No 1.1 se muestra el esquema estructural de la interacción de los parámetros principales del proceso de calcinación del C.B.N. en el horno rotatorio alimentado con petróleo.

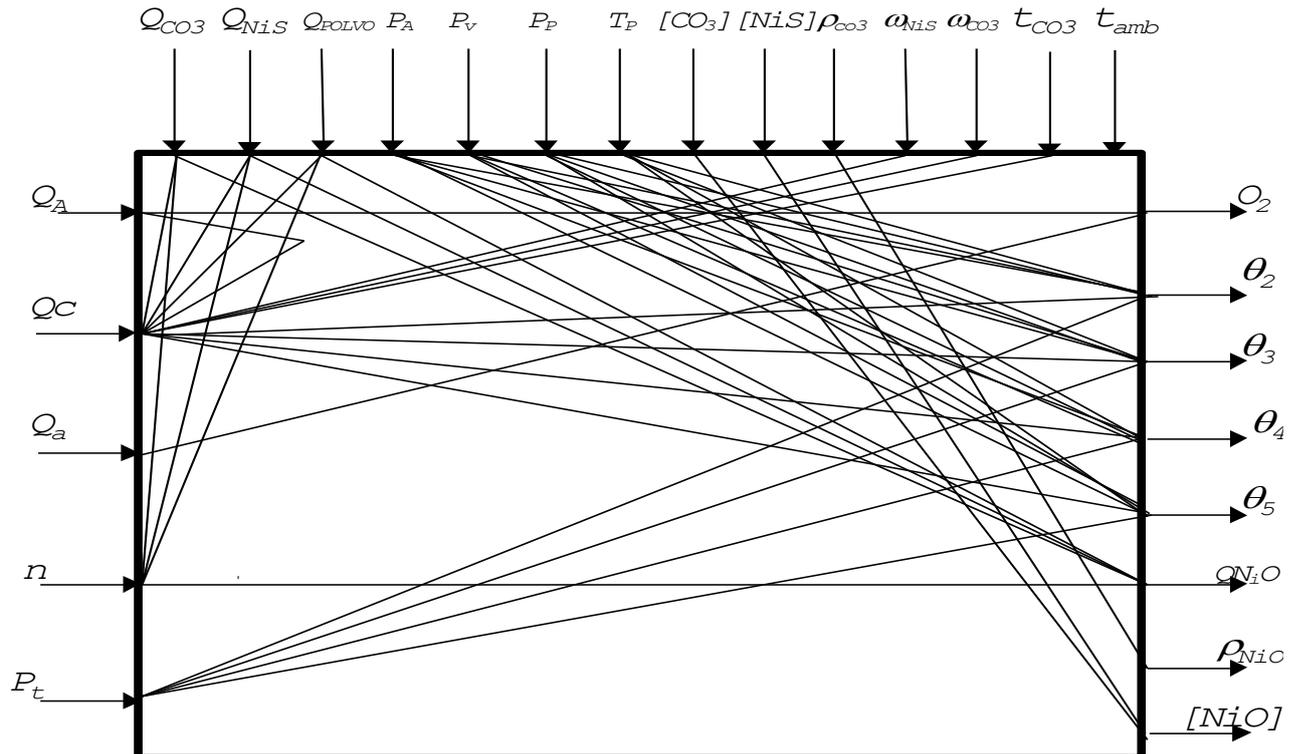


Figura 1.1. Esquema estructural del proceso de calcinación del C.B.N.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

Los parámetros de entrada del proceso son:

- ✓ Q_A - flujo de aire primario.
- ✓ Q_C - flujo de petróleo.
- ✓ Q_a - flujo de aire secundario.
- ✓ n - velocidad de rotación del horno.
- ✓ P_t - presión de tiro inducido de los gases.

Como parámetros de salida se destacan los siguientes:

- ✓ O_2 - concentración de O_2 en los gases de salida.
- ✓ θ_2 - temperatura en la zona de calcinación.
- ✓ θ_3 - temperatura en la zona de cadenas.
- ✓ θ_4 - temperatura de los gases de salida.
- ✓ θ_5 - temperatura de los gases a la entrada de los electrofiltros.
- ✓ Q_{NiO} - flujo de Ni obtenido.

- ✓ ρ_{NiO} - densidad de NiO.
- ✓ $[NiO]$ - composición del óxido de níquel.

Además de estos parámetros, resulta importante destacar algunas perturbaciones propias de este proceso y que ejercen influencia sobre el mismo:

- ✓ Q_{polvo} - flujo del polvo de recirculación de los electrofiltros.
- ✓ ω_{CO_3} - humedad del carbonato.
- ✓ $[CO_3]$ - composición del carbonato.
- ✓ $[NiS]$ - composición del sulfuro.
- ✓ ρ_{CO_3} - densidad del carbonato.
- ✓ t_{CO_3} - temperatura del carbonato.
- ✓ ω_{NiS} - humedad del NiS.
- ✓ T_p - temperatura del petróleo.
- ✓ P_p - presión del petróleo.
- ✓ P_v - presión del vapor para atomización.
- ✓ P_A - presión del aire primario.
- ✓ T_{refr} - temperatura del refractario.
- ✓ T_{amb} - temperatura ambiente.
- ✓ Q_{CO_3} - flujo de carbonato básico de níquel.
- ✓ Q_{NiS} - flujo de sulfuro de níquel alimentado.

Como puede observarse de la figura No. 1.1. la interacción entre los parámetros del horno resulta sumamente compleja. No obstante, el estudio técnico y experimental más profundo del proceso permite llegar a un esquema estructural del proceso como objeto de modelación matemática más racional, como se muestra en la figura No. 1.2.

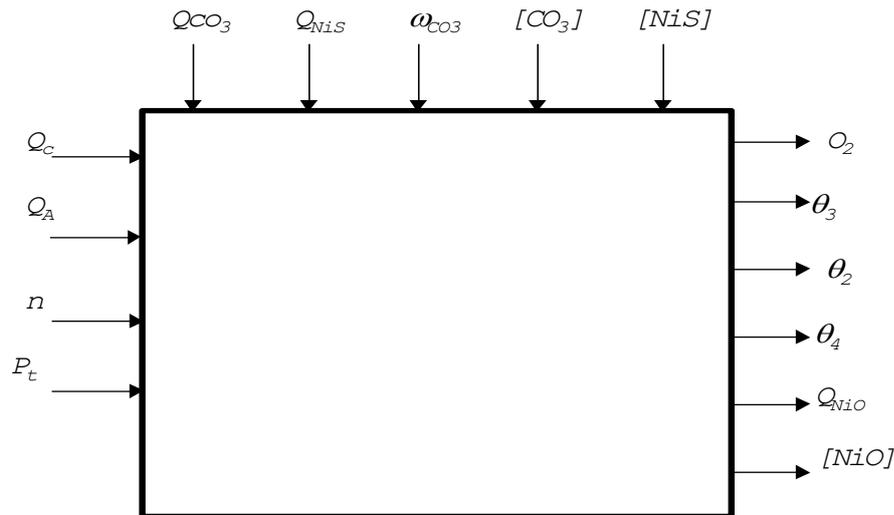


Figura 1.2. Diagrama más racional del proceso como Objeto de Modelación Matemática.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

1.7 Planteamiento de la tarea de dirección del proceso de calcinación

El objetivo del proceso de calcinación del C.B.N en el horno tubular rotatorio es la obtención de un concentrado de níquel con una determinada composición química:

$$[\text{Ni}] \geq 76 \% ; \quad [\text{Co}] \leq 1.3 \% ; \quad [\text{Fe}] \leq 0.7 \% ; \quad [\text{S}] \leq 0.03 \%$$

Esto se logra a partir de la materia prima que tiene en su composición el sulfato de níquel (NiSO_4), carbonato de níquel (NiCO_3), humedad de constitución en forma de hidróxido de níquel $[\text{Ni}(\text{OH})_2]$ y agua (H_2O). La descomposición de esta carga hasta el NiO ocurre a determinadas temperaturas del sólido bajo definidas velocidades de calentamiento del mismo [106]. Así, la humedad hidratada se desprende a 313 - 437 K, la de constitución $[\text{Ni}(\text{OH})_2 \rightarrow \text{NiO} + \text{H}_2\text{O}]$ a 437 - 536 K, el carbonato de níquel se descompone $[\text{NiCO}_3 \rightarrow \text{NiO} + \text{CO}_2]$ a 536 - 843 K y el sulfato $[\text{NiSO}_4 \rightarrow \text{NiO} + \text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2]$ a 900 - 1172 K.

Como se observa, el objetivo del proceso se cumple si se logra el perfil determinado de temperatura del sólido. Desde el punto de vista tecnológico la medición de la temperatura del sólido es irracional, por lo que el control del proceso se realiza de forma indirecta a través de la medición de la temperatura de los gases productos de la combustión del combustible que constituyen, en esencia el portador de calor, el cual se trasmite al sólido mediante un complejo proceso de termotransferencia [6, 29, 30]. De esta manera garantizando el régimen térmico adecuado del horno se logra la descomposición total de toda la carga alimentada al horno; y por tanto para la dirección del proceso debe plantearse

como criterio de calidad el mantener el perfil de temperatura adecuado a lo largo del horno, expresado matemáticamente en la forma

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [\theta_g - \theta_{gd}] \rightarrow \min \quad (1.8)$$

Las condiciones reales del horno permiten la medición de la temperatura del gas en tres puntos, en la zona de calcinación (θ_{g2}), de cadenas (θ_{g3}) y los gases de salida (θ_{g4}). Entonces el criterio (1.8) se convierte prácticamente en:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [\theta_{g2} - \theta_{g2d}] \rightarrow \min \quad (1.9)$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [\theta_{g3} - \theta_{g3d}] \rightarrow \min \quad (1.10)$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [\theta_{g4} - \theta_{g4d}] \rightarrow \min \quad (1.11)$$

No obstante, siendo este objeto un alto consumidor de combustible se requiere un control estricto de su consumo, de forma que se tengan en cuenta todos los parámetros que influyen en el gasto del mismo. Por tanto el gasto de combustible (Q_c) no debe superar el valor de balance.

$$Q_c \leq Q_{cd} \quad (1.12)$$

También debe garantizarse que el producto final quede dentro de las especificaciones establecidas en su composición química, planteándose, luego, las siguientes restricciones adicionales:

$$[Ni] \geq [Ni]_d \quad (1.13)$$

$$[Co] \leq [Co]_d \quad (1.14)$$

$$[Fe] \leq [Fe]_d \quad (1.15)$$

$$[S] \leq [S]_d \quad (1.16)$$

Además tecnológicamente deben añadirse dos restricciones más relacionadas con el mantenimiento de la densidad del producto final (ρ_0), dentro de los límites permisibles y garantizar una productividad (P) deseada del horno:

$$2.75 \leq \rho_0 \leq 2.85 \text{ g/cm}^3 \quad (1.17)$$

$$P \geq P_d \quad (1.18)$$

En estas expresiones:

[Ni], [Co], [Fe] y [S] - contenido de cada elemento en el producto final, el subíndice (d) significa el valor deseado.

En conclusión las expresiones 1.8 - 1.18 conforman un sistema de ecuaciones e inecuaciones que constituyen el planteamiento de la tarea de dirección del proceso de calcinación del C.B.N encaminada a lograr un producto de mayor calidad y económicamente conveniente.

1.8. Conclusiones

El análisis bibliográfico y el de la situación actual del proceso de calcinación del C.B.N. en Cuba puso de manifiesto que este último se encuentra poco estudiado en sentido general desde el punto de vista teórico, observándose la necesidad de acometer un estudio profundo, preciso y con una sólida base científica que desemboque en un modelo matemático científicamente elaborado.

El análisis como objeto de modelación matemática arrojó las variables de entrada (flujo de aire primario, flujo de petróleo, velocidad de rotación del horno, presión de tiro inducido de los gases), de salida (concentración de O_2 en los gases de salida, temperatura en la zona de calcinación, temperatura en la zona de cadenas, temperatura de los gases de salida, flujo de NiO obtenido, composición del óxido de níquel) y las perturbaciones (flujo de carbonato básico de níquel, el flujo de sulfuro de níquel alimentado, flujo del polvo de recirculación de los electrofiltros, humedad del carbonato, composición del carbonato, composición del sulfuro, densidad del carbonato, temperatura del carbonato, humedad del NiS, temperatura del petróleo, la presión del petróleo, presión del vapor para atomización, presión del aire primario, temperatura del refractario, temperatura ambiente)

En el planteamiento de la tarea de dirección se definió como criterio de medida el mantenimiento del perfil térmico del horno, manteniendo como restricciones el gasto de combustible, la composición y densidad del óxido, y la productividad del horno.

CAPITULO II

Modelación Matemática del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio

2.1. Introducción

El objetivo del presente capítulo es establecer el modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio de la planta de calcinación de la empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara, así como el aseguramiento algorítmico para la solución del mismo.

2.2. Definición del Modelo Matemático

Para llevar a cabo el control integral del proceso de calcinación del C.B.N. resulta necesario la modelación matemática del mismo. Por las características constructivas y tecnológicas del horno de calcinación el modelo matemático más acertado debe conformarse en derivadas parciales, por ser este un objeto que puede considerarse como de parámetros distribuidos debido a su gran relación largo/diámetro (50.5/3.5).

El planteamiento del balance energético para un diferencial del horno según la figura 2.1 arroja:

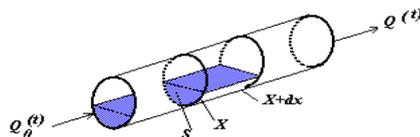


Figura 2.1. Esquema para la conformación del modelo matemático del proceso de calcinación.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

$$\rho c S dx \frac{\delta \theta(x,t)}{\delta t} = c [Q(x,t) \theta(x,t) - Q(x+dx,t) \theta(x+dx,t)] + K_1 dx [\theta_g(x,t) - \theta(x,t)] + K_2 dx [\theta_p(x,t) - \theta(x,t)] \quad (2.1)$$

donde:

ρ - Densidad del sólido, kg/m³.

c - Calor específico del sólido, J/ kg K.

S - Sección transversal del sólido, m².

$\theta, \theta_g, \theta_p$ - Temperatura del sólido, gas y pared respectivamente, K.

K_1 - Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas al sólido por unidad de longitud, W/m K.

K_2 - Coeficiente superficial de transferencia de calor de la pared al sólido por unidad de longitud, W/m K.

Q – Flujo de material, kg/s.

En la expresión (2.1) la parte izquierda caracteriza la velocidad de variación de la temperatura $\theta(t)$ del elemento de material dx ; el primer término de la parte derecha es el calor que entra con el flujo de material Q al elemento dx ; el segundo es el calor que sale con el material; el tercero y cuarto términos son el calor entregado por los gases y la pared al material respectivamente según la ley de Newton-Richman.

Aunque ya Tijonov en 1978 sometía a semejante enfoque el proceso de calcinación de menas oxidadas de níquel [119], es en este trabajo que por primera vez se aborda desde este punto de vista, el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel.

Para la determinación de los coeficientes K_1 y K_2 es necesario tener en cuenta las formas de transferencia de calor presentes en el horno de calcinación. El calor del gas al sólido se transmite por radiación y por convección [5, 29, 30, 37, 103] y resulta válida para el coeficiente de transferencia de calor la siguiente expresión.

$$\alpha_{gs} = \alpha_g + C_o \varepsilon_{red} \frac{(\theta_g^4 - \theta^4)}{(\theta_g - \theta)} \quad (2.2)$$

Donde el segundo término de la parte derecha toma en consideración la transferencia de calor por radiación y el coeficiente α_g la transferencia de calor por convección, en este caso:

C_o - Coeficiente de radiación del cuerpo negro, W / m² K⁴.

α_g - Coeficiente de transferencia de calor por convección, W /m² K.

$$\varepsilon_{red} = \frac{\varepsilon_s \hat{\varepsilon}_g}{\varepsilon_s + \hat{\varepsilon}_g (1 - \varepsilon_s)} - \text{Grado reducido de radiación integral.}$$

ε_s - Emisividad del sólido.

$\hat{\varepsilon}_g$ - Emisividad del gas más el arrastre.

Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección del gas al sólido puede utilizarse la ecuación común para el movimiento turbulento de un gas en tubos rectos y redondos [87].

$$N_u = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.4} \psi \quad (2.3)$$

Donde:

$$Nu = \frac{\alpha_g d_{eq}}{\lambda_g} - \text{Criterio de Nusselt.}$$

λ_g - Conductividad térmica del gas, W/mK.

$$d_{eq} = \frac{4S}{U} - \text{Diámetro equivalente, m.}$$

S - Área de la sección transversal del horno, m².

U - Perímetro total interior del horno, m.

Pr - Criterio de Prandtl.

Re - Criterio de Reynolds.

ψ - Coeficiente de ajuste.

Por tanto:

$$\alpha_g = 0.021 \left(\frac{\lambda_g}{d_{eq}} \right) Re^{0.8} Pr^{0.4} \psi \quad (2.4)$$

Todos los parámetros en la expresión (2.4) deben ser tomados a la temperatura del gas.

El número de Reynolds.

$$Re = \frac{4 V_g (1 + \omega)}{\pi d_{eq} \xi \eta_g} \quad (2.5)$$

donde

V_g - gasto de gas, kg/s.

ω - Contenido de humedad en el gas, kg humedad / kg gas seco.

η_g - viscosidad dinámica, kg/m.s .

ξ - Grado de llenado del horno con sólido.

d_{eq} – diámetro equivalente, m

El diámetro equivalente d_{eq} es el diámetro interior d_{int} .

El coeficiente de llenado del horno ξ es

$$\xi = \frac{S}{S_T} \quad (2.6)$$

donde:

S: Área de la sección transversal ocupada por el sólido, m².

S_T : Área total de la sección transversal del horno, m^2 .

Para la determinación de ξ se hace necesario definir la función $\beta = f(Q)$, según se muestra en la figura 2.2, para lo cual se halla el área de la sección transversal ocupada por el sólido a partir de la integral doble, como aparece a continuación:

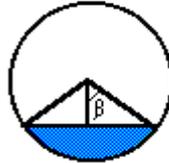


Figura 2.2. Esquema para la determinación de las superficies de intercambio de calor.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

$$S = \int_{-R\cos\beta}^{R\cos\beta} dx \int_{-\sqrt{R^2-x^2}}^{\sqrt{R^2-x^2}} dy = R^2 \left(\beta - \frac{\sin 2\beta}{2} \right) \quad (2.7)$$

donde r es el radio interior del horno.

Aproximando $\sin 2\beta \approx 2\beta - 4\beta^3/3$ según la serie de Taylor, se obtiene:

$$S = \frac{2}{3} R^2 \beta^3 \quad (2.8)$$

teniendo en cuenta que la carga del sólido es,

$$Q = S \rho V \quad (2.9)$$

se obtiene

$$\beta = \sqrt[3]{\frac{3Q}{2R^2 \rho V}} \quad (2.10)$$

La expresión (2.10), que por primera vez aparece en la literatura, relaciona el ángulo β con la carga alimentada $\beta = f(Q)$.

El número de Prandtl se determina a través de,

$$Pr = \frac{\eta_g c_{Pg}}{\lambda_g} \quad (2.11)$$

donde

η_g - Coeficiente de viscosidad dinámica, $kg/m \cdot s$.

c_{Pg} - Capacidad calorífica del gas, $J/kg \cdot K$.

La viscosidad dinámica del gas húmedo se determina según:

$$\eta_g = 0,36 \left[0,1603 + 0,44634 (0,001 t_g) - 0,1539 (0,001 t_g)^2 + 0,0319 (0,001 t_g)^3 \right] \quad (2.12)$$

El calor específico o capacidad calorífica del gas húmedo c_{pg} es determinado por [104]:

$$c_{pg} = \frac{c_{gs} + c_{vh} \omega}{1 + \omega} \quad (2.13)$$

donde:

c_{gs} - Capacidad calorífica del gas seco, J/kg K.

c_{vh} - Capacidad calorífica del vapor de agua, J/kg K.

Y según [104],

$$c_{vh} = 0,442 + 0,0755 (0,001t_g) + 0,142(0,001t_g)^2 + 0,066 (0,001t_g)^3 \quad (2.14)$$

$$c_{gs} = 0,239 + 0,0202 (0,001t_g) + 0,142(0,001t_g)^2 - 0,312 (0,001t_g)^3 \quad (2.15)$$

La conductividad del gas se calcula en la forma [104],

$$\lambda_g = 0,01964 + 0,07296 (0,001t_g) + 0,0012(0,001t_g)^2 - 0,00022 (0,001t_g)^3 \quad (2.16)$$

El coeficiente de ajuste ψ a partir de [104] se determina,

$$\Psi = 1,38 \left(\frac{1}{deq} \right)^{-0,12}$$

Como se observa de la figura No. 2.2, la superficie de transferencia del calor del gas al sólido para el diferencial de longitud es,

$$S_{gs} = D dx sen \beta$$

Siendo $\beta = f(Q)$

Luego,

$$K_l = \alpha_{gs} D sen \beta \quad (2.17)$$

donde:

D - Diámetro interior del horno, m.

El calor de la pared al sólido se trasmite por las tres vías [6, 17, 37], por conducción, convección y radiación de la pared cubierta al sólido y por radiación de la pared descubierta al sólido. En el primer caso el coeficiente de transferencia de calor puede definirse por la ecuación:

$$\alpha_{psc} = K \sqrt{c\lambda\gamma n} + C_0 \cdot 10^{-8} \frac{\epsilon_s \epsilon_p}{\frac{1}{\epsilon_s} + \frac{1}{\epsilon_p} - 1} \frac{\theta_p^4 - \theta^4}{\theta_p - \theta} \quad (2.18)$$

donde:

K - Coeficiente de no-uniformidad de la temperatura del material.

λ - Conductividad térmica del material, W/ m K.

n - Velocidad de rotación del horno, s⁻¹.

γ - Masa (a granel) del material, kg / m³.

ϵ_p - Emisividad de la pared.

En la expresión (2.18) el primer término de la parte derecha toma en consideración la transmisión del calor por conducción y convección y el segundo la porción de calor transferida por radiación.

La superficie cubierta por el sólido, según la figura 2.2 resulta:

$$S_{psc} = \frac{2\pi D\beta}{360^\circ} dx \quad (2.19)$$

La transferencia de calor de la pared descubierta al sólido puede ser caracterizada [64] por la ecuación:

$$\alpha_{psd} = C_0 \cdot 10^{-8} \epsilon_s \epsilon_p \frac{[(1 - \hat{\epsilon}'_g)\theta_p^4 - (1 - \hat{\epsilon}'''_g)\theta^4]}{\theta_p - \theta} \quad (2.20)$$

donde:

α_{psd} - Coeficiente de transferencia de calor de la pared descubierta al sólido, W/m² K.

$\hat{\epsilon}'_g$ - Emisividad del gas más el arrastre a la temperatura de la pared.

$\hat{\epsilon}'''_g$ - Emisividad del gas más el arrastre a la temperatura del sólido.

En este caso la superficie de transferencia sería (Figura 2.2).

$$S_{psd} = \pi D \left(1 - \frac{2\beta}{360}\right) dx \quad (2.21)$$

Entonces,

$$K_2 = \alpha_{Psc} \left(\frac{2\pi D \beta}{360^\circ} \right) + \alpha_{Psd} \pi D \left(1 - \frac{2\beta}{360^\circ} \right) \quad (2.22)$$

Luego de la expresión (2.1) se obtiene,

$$\rho c S \frac{\delta \theta_{(xt)}}{\delta t} + c \left[q_{(xt)} \frac{\delta \theta_{(xt)}}{\partial x} + \theta_{(xt)} \frac{\delta \theta_{(xt)}}{\partial x} \right] + K_3 \theta_{(xt)} = K_1 \theta_{g(x)} + K_2 \theta_{p(x)} \quad (2.23)$$

que constituye la ecuación dinámica del balance energético para el sólido, siendo:

$$K_3 = K_1 + K_2 \quad (2.24)$$

El planteamiento del balance térmico para los gases arroja la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \rho_g c_g S' dx \frac{\partial \theta_g(x,t)}{\partial t} = & c_g Q_g(x,t) \theta_g(x,t) - c_g Q_g(x+dx,t) \theta_g(x+dx,t) + \\ & + K_4 dx (\theta_g(x,t) - \theta_p(x,t)) + K_1 dx (\theta_g(x,t) - \theta(x,t)) - \\ & - h^i Q_c \end{aligned} \quad (2.25)$$

donde:

ρ_g - Densidad de los gases, kg / m³.

c_g - Capacidad calorífica de los gases, J / kg K.

Q_g - Flujo de gas, kg / s.

S' - Área de la sección transversal del espacio ocupado por el gas, m².

K_4 - Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas a la pared por unidad de longitud, W / m K.

h^i - Potencia calorífica inferior del combustible, J / kg.

Q_c - Flujo de combustible, kg / s.

En la igualdad 2.25 el miembro izquierdo caracteriza la velocidad de variación de la temperatura $\theta_g(t)$ del elemento de gas dx; el primer término del miembro derecho es el calor que sale con el gas del elemento dx, el segundo es el calor que entra con el gas al elemento dx; el tercero y cuarto términos representan el calor transmitido por el gas a la pared y al material; y el último término considera el calor producto de la combustión del combustible.

El calor es transferido a la pared por convección y radiación [104], luego el coeficiente de transferencia de calor puede calcularse por.

$$\alpha_{gp} = \alpha_g + C_0 \cdot 10^{-8} \varepsilon \frac{(\hat{\varepsilon}_g \theta_g^4 - \hat{\varepsilon}_g'' \theta_p^4)}{(\theta_g - \theta_p)} \quad (2.26)$$

donde:

$\hat{\varepsilon}_g''$ - Emisividad del gas más el arrastre a la temperatura de la pared cubierta por el material.

$$K_4 = \alpha_{gp} \pi D \left(1 - \frac{2\beta}{360} \right) dx \quad (2.27)$$

Y de la ecuación 2.25,

$$\begin{aligned} \rho_g c_g S' \frac{\delta \theta_g(x,t)}{\delta t} + c Q_g(x,t) \frac{\delta \theta_g(x,t)}{\delta x} + K_5 \theta_g(x,t) = \\ = -K_4 \theta_p(x,t) - K_1 \theta(x,t) - h^i Q_c \end{aligned} \quad (2.28)$$

$$K_5 = -K_1 - K_4 \quad (2.29)$$

Del balance térmico para la pared, según la ecuación diferencial de la conducción, resulta:

$$\begin{aligned} c_p M_p dx \frac{\partial \theta_p}{\partial t} + c_p M_p a \frac{\partial^2 \theta_p}{\partial x^2} = K_4 dx (\theta_g - \theta_p) - K_2 dx (\theta_p - \theta) \\ - K_6 (\theta_p - \theta_m) dx \end{aligned} \quad (2.30)$$

donde:

K_6 - Coeficiente integral de transmisión de calor a través de la pared del horno por unidad de longitud, W/mK.

a - Coeficiente de temperatura, m^2 / s .

θ_m - Temperatura del medio, K.

c_p - Calor específico de la pared, J / kg K.

M_p - Masa de la pared, kg / m.

El coeficiente K_6 toma en consideración la transferencia de calor al medio por las tres vías: conducción a través de la pared, convección y radiación de la carcasa al medio.

$$K_6 = \frac{\pi}{\frac{\ln \frac{D'}{D}}{2 \lambda_{refr}} + \frac{\ln \frac{D_e}{D'}}{2 \lambda_{carc}} + \frac{1}{\alpha_{cm} D_e}} \quad (2.31)$$

donde:

D' , D_e - Diámetro interior y exterior de la carcasa respectivamente, m.

λ_{ref} , λ_{carc} - Conductividad térmica del refractario y la carcasa respectivamente, W/m K.

α_{cm} - Coeficiente de transferencia de calor de la carcasa al medio, W/m² K.

Para α_{cm} , resulta válida la expresión:

$$\alpha_{cm} = \alpha_c + \alpha_r \quad (2.32)$$

donde:

α_c - Coeficiente de transmisión de calor por convección de la carcasa al medio, W/m²K.

α_r - Coeficiente de transmisión de calor por radiación de la carcasa al medio, W/m²K.

Según [87],

$$\alpha_c = 1.314 \left(\frac{\Delta\theta_c}{D_e} \right)^{0,25} = 1.314 \left(\frac{\theta_k - \theta_m}{D_e} \right)^{0,25} \quad (2.33)$$

$$\alpha_r = 5.67 \varepsilon_k \frac{\left(\frac{\theta_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta_m}{100} \right)^4}{\theta_k - \theta_m} \quad (2.34)$$

Donde:

ε_k - Emisividad de la carcasa.

θ_k - Temperatura de la carcasa, K.

Luego de la ecuación 2.30 se obtiene:

$$c_p M_p \frac{\partial \theta_p}{\partial t} + c_p M_p a \frac{\partial^2 \theta_p}{\partial x^2} + K_7 \theta_p = K_4 \theta_g + K_2 \theta + K_6 \theta_m \quad (2.35)$$

donde:

$$K_7 = K_2 + K_4 + K_6 \quad (2.36)$$

Las expresiones 2.23, 2.28 y 2.35 constituyen el balance energético dinámico para el sólido, el gas y la pared respectivamente, y por primera vez aparece en la literatura en un trabajo publicado por el autor [30]. Estas ecuaciones tienen un carácter más integral que las obtenidas por otros autores [6, 11, 18, 29, 33, 37, 84, 110], pues consideran por primera ocasión el intercambio de calor en el horno como un proceso complejo, cuyos parámetros varían tanto en el espacio como en el tiempo.

Para el planteamiento del balance material dinámico es necesario tomar en consideración que este objeto presenta tres zonas fundamentales donde ocurre el proceso tecnológico en cuatro etapas [106]:

- ✓ Zona I: Desprendimiento de la humedad hidratada.
- ✓ Zona II: Liberación del agua de constitución.
- ✓ Zona III: Descomposición del carbonato.
- ✓ Zona IV: Descomposición del sulfato.

El estudio profundo de este proceso [106] asume de forma concluyente como más probable un modelo cinético de difusión con actividad decreciente del reaccionante y el paso limitante la velocidad de las transformaciones y la velocidad de difusión de los productos gaseosos de la descomposición a través de la capa de productos sólidos. La consideración de estas conclusiones permite describir consecuentemente los procesos de transferencia de masa que tienen lugar en el horno. Luego, a partir de la ley de acción de las masas y teniendo en cuenta la cinética de descomposición [106] se pueden plantear las siguientes ecuaciones: Para la primera etapa que ocurre para las temperaturas del sólido entre $313 < \theta < 437$ K (desprendimiento de la humedad higroscópica).

$$\frac{\partial \omega_{HH}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{HH}}{\partial x} = K_I \quad (2.37)$$

donde:

K_I - Término que tiene en cuenta la cinética de desprendimiento de la humedad higroscópica del CBN.

ω_{hh} - Humedad higroscópica, kg / s.

v - Velocidad del sólido, m / s.

$$K_I = A_I e^{-\frac{E_I}{R\theta}} Q_0 \left(1 - \frac{\omega_{HH}}{Q_0} \right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{HH}}{Q_0} \right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.38)$$

Donde:

A_I – Factor pre-exponencial, s^{-1} .

E_I – Energía de activación en el desprendimiento de la humedad higroscópica del CBN, kJ/mol.

R – Constante de los gases, kJ/mol K.

θ - Temperatura absoluta del sólido, K.

Q_0 - Flujo de sólido inicial, kg / s.

$$Q_0 = Q_{NiO}^0 + Q_{NiS}^0 + Q_{NiCO_3}^0 \quad (2.39)$$

donde

Q_{NiO}^0 - Flujo inicial de óxido de níquel, kg/s.

Q_{NiS}^0 - Flujo inicial de sulfuro de níquel, kg/s.

$Q_{NiCO_3}^0$ - Flujo inicial de CBN, kg/s.

En esta etapa también ocurre el desprendimiento de la humedad del sulfuro:

$$\frac{\partial \omega_{HH}^{NiS}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{HH}^{NiS}}{\partial x} = K_V \quad (2.40)$$

donde:

K_V - Término que tiene en cuenta la cinética de desprendimiento de la humedad higroscópica del sulfuro.

ω_{HH}^{NiS} - Humedad higroscópica liberada del sulfuro, kg / s.

$$K_V = A_V e^{-\frac{E_V}{R\theta}} Q_0^{NiS} \left(1 - \frac{\omega_{HH}^{NiS}}{Q_0^{NiS}}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{HH}^{NiS}}{Q_0^{NiS}}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.40a)$$

donde:

Q_0^{NiS} - flujo inicial de sulfuro, kg/s.

A_V - Factor pre-exponencial, s⁻¹.

E_V - Energía de activación en el desprendimiento de la humedad higroscópica del sulfuro, kJ/mol.

Para la segunda etapa (437 < θ < 536 K, desprendimiento del agua de constitución).

$$\frac{\partial \omega_{a.c}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{a.c}}{\partial x} = K_{II} \quad (2.41)$$

donde:

ω_{ac} - Agua de constitución liberada, kg / s.

K_{II} - Término que tiene en cuenta la cinética de la liberación del agua de constitución.

$$K_{II} = A_{II} e^{-\frac{E_{II}}{R\theta}} Q_0' \left(1 - \frac{\omega_{a.c.}}{Q_0'}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{a.c.}}{Q_0'}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.42)$$

donde:

Q_0' - Flujo inicial de sólido para la segunda etapa, kg / s.

A_{II} - Factor pre-exponencial, s^{-1} .

E_{II} - Energía de activación en la liberación del agua de constitución, kJ/mol.

Para la tercera etapa ($536 < \theta < 843$ K, descomposición del carbonato).

$$\frac{\partial Q_{CO_2}}{\partial t} + V \frac{\partial Q_{CO_2}}{\partial x} = K_{III} \quad (2.43)$$

donde:

Q_{CO_2} - Cantidad de CO_2 desprendido durante la descomposición del carbonato, kg / s.

K_{III} - Término que toma en consideración la cinética de descomposición del carbonato.

$$K_{III} = A_{III} e^{-\frac{E_{III}}{R\theta}} Q_0'' \left(1 - \frac{Q_{CO_2}}{Q_0''}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{CO_2}}{Q_0''}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.44)$$

donde:

Q_0'' - Flujo inicial del sólido para la tercera etapa, kg / s.

A_{III} - Factor pre-exponencial, s^{-1} .

E_{III} - Energía de activación en la descomposición del carbonato, kJ/mol.

Para la cuarta etapa ($\theta > 843$ K, descomposición del sulfato).

$$\frac{\partial Q_{SO_3}}{\partial t} + v \frac{\partial Q_{SO_3}}{\partial x} = K_{IV} \quad (2.45)$$

donde:

Q_{SO_3} - Cantidad de SO_3 producto de la descomposición del sulfato, kg / s.

K_{IV} - Término representativo de la cinética de descomposición del sulfato.

$$K_{IV} = A_{IV} e^{-\frac{E_{IV}}{R\theta}} Q_0''' \left(1 - \frac{Q_{SO_3}}{Q_0'''}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{SO_3}}{Q_0'''}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.46)$$

donde:

Q_0''' - Flujo inicial de sólido para la cuarta etapa, kg / s.

A_{IV} - Factor pre-exponencial, s^{-1} .

E_{IV} – Energía de activación en la descomposición del sulfato, kJ/mol.

Para la descomposición del sulfato producto del NiS se tiene:

$$\frac{\partial Q_{SO_3}^{NiS}}{\partial t} + v \frac{\partial Q_{SO_3}^{NiS}}{\partial x} = K_{VI} \quad (2.47)$$

$$K_{VI} = A_{VI} e^{-\frac{E_{VI}}{R\theta}} Q_{0I}^{NiS} \left(1 - \frac{Q_{SO_3}^{NiS}}{Q_{0I}^{NiS}} \right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{SO_3}^{NiS}}{Q_{0I}^{NiS}} \right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (2.48)$$

donde:

$Q_{SO_3}^{NiS}$ – Cantidad de SO_3 desprendido producto de la descomposición del sulfato producido a partir del NiS, kg/s.

A_{VI} – Factor pre-exponencial, s^{-1} .

E_{VI} – Energía de activación en la descomposición del sulfato, kJ/mol.

$$Q_{0I}^{NiS} = Q_0^{NiS} - \omega_{HH_0}^{NiS} \quad (2.49)$$

En las ecuaciones anteriores se tienen:

$$Q'_0 = Q_0 - \omega_{H.H_0} \quad (2.50)$$

$$Q''_0 = Q'_0 - \omega_{a.c_t} = Q_0 - \omega_{H.H_0} - \omega_{a.c_t} \quad (2.51)$$

$$Q'''_0 = Q''_0 - Q_{CO_2t} = Q_0 - \omega_{H.H_0} - \omega_{a.c_t} - Q_{CO_2t} \quad (2.52)$$

Donde el subíndice (0) identifica las cantidades iniciales del componente en el sólido y (t) las cantidades totales liberadas del componente.

Partiendo de consideraciones estequiométricas puede plantearse la expresión para la cantidad de óxido de níquel obtenido.

$$Q_{NiO} = 4,167 \omega_{a.c.} + 1,705 Q_{CO_2} + 0,938 (Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) + Q_{NiO}^0 \quad (2.53)$$

De forma análoga pueden expresarse las cantidades de oxígeno, dióxido de azufre, dióxido de carbono en el gas teniendo en cuenta los productos de la combustión.

$$Q_{O_2} = Q'_{O_2} + 0,2 (Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) \quad (2.54)$$

$$Q_{SO_2} = Q'_{SO_2} + 0,8 (Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) \quad (2.55)$$

$$Q_{CO_2} = Q'_{CO_2} + Q_{CO_2}^{CO_3} \quad (2.56)$$

y la cantidad de gas obtenida será,

$$Q_g = \omega_{HH}^{CO_3} + \omega_{ac} + Q_{CO_2} + Q_{SO_3} + \omega_{HH}^{NiS} + Q'_{O_2} + Q'_{H_2O} + q_g Q_c \quad (2.57)$$

La velocidad del sólido según expresión desarrollada por Diomidovskiy D. A. en el Instituto de Minas de Leningrado.

$$v = 5,78 D \varphi n \quad (2.58)$$

Donde:

φ - Ángulo de inclinación del horno.

La cantidad de gases productos de la combustión por unidad de masa de combustible (kg/kg comb);

$$q_g = \rho_g V_g \quad (2.62)$$

Donde:

V_g - Volumen de los productos de la combustión por unidad de masa de combustible, m³/kg comb.

Partiendo de las reacciones de combustión y tomando en consideración su estequiometría

$$V_g = 0,0187 C^p + 0,007 S^p + 0,112 H^p + 0,0124 H_2O^p + 0,008 N^p + 0,79 \frac{Q_a}{\rho_a} \quad (2.63)$$

Donde:

$C^p, S^p, H^p, H_2O^p, N^p$ - Contenido de carbono, azufre, hidrógeno, humedad y nitrógeno en el petróleo.

Q_a - Flujo de aire primario, kg / s.

ρ_a - Densidad del aire, kg / m³.

La densidad del gas se determina según la expresión:

$$\rho_g = P_{CO_2} \rho_{CO_2} + P_{SO_2} \rho_{SO_2} + P_{O_2} \rho_{O_2} + P_{N_2} \rho_{N_2} + P_{H_2O} \rho_{H_2O} \quad (2.64)$$

La masa de la pared puede calcularse por la expresión:

$$M_p = V_p \rho_p \quad (2.65)$$

V_p – volumen de la pared por unidad de longitud, m³/m.

ρ_p – densidad de la pared, kg/m³.

Esta pared está compuesta por dos capas, la del refractario y la de la carcasa. Para determinar el valor de V_p es necesario conocer el área de la sección transversal de cada capa, lo cual puede lograrse a través de las expresiones:

$$S_{refr} = \frac{\pi}{4} (d_{int} + 2\delta_{refr})^2 - \frac{\pi d_{int}^2}{4} = \pi \delta_{refr} (d_{int} + \delta_{refr}) \quad S_{carc} = \pi \delta_{carc} (d_{carc} + \delta_{refr}) \quad (2.66)$$

Luego el volumen

$$V_p = S_p l \quad (2.67)$$

El área de la sección transversal del espacio ocupado por el gas S' .

$$S' = S_T - S \quad (2.68)$$

donde S_T es el área total de la sección transversal del horno y se calcula por

$$S_T = \pi r^2 \quad (2.69)$$

Las expresiones 2.37-2.48 conforman el sistema de ecuaciones del balance material dinámico para el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel, las cuales unidas a las del balance energético, constituyen el modelo dinámico del proceso, complementado con ecuaciones de enlace.

Este modelo resalta científicamente por tomar en consideración la variación de los parámetros tanto a lo largo del horno como en el tiempo, reflejado esto en el carácter parcial de las derivadas de las ecuaciones diferenciales que describen el comportamiento dinámico del proceso.

2.3. Aseguramiento Algorítmico para la Solución del Modelo Matemático

El modelo matemático del proceso de calcinación del C.B.N. está formado por 9 ecuaciones diferenciales en derivadas parciales y varias ecuaciones de enlaces. La concepción del modelo tuvo en cuenta la técnica de los parámetros distribuidos lo que significa el análisis de las variables en el dominio del tiempo y a lo largo del horno. En el horno rotatorio los procesos físico-químicos se efectúan acorde con la variación del tiempo de sometimiento y en correspondencia con el avance del carbonato en el interior del mismo. Es precisamente esta cualidad específica la reflejada en el carácter parcial de las ecuaciones diferenciales que lo modelan.

Las ecuaciones del proceso de calcinación responden a dos tipos, las de primer orden (2.23, 2.28, 2.37, 2.40, 2.41, 2.43, 2.45 y 2.47), y la ecuación parabólica de segundo orden (2.35).

Estas ecuaciones son ecuaciones diferenciales en derivadas parciales dependientes del

tiempo y de la posición en el horno: $\theta(x,t)$, $\theta_g(x,t)$ y $\theta_p(x,t)$. Nótese que en estos casos no se trata de la modelación de temperatura en un punto, sino la distribución de esta a lo largo de todo el horno.

2.3.1. Solución de las Ecuaciones de Primer Orden

Para la solución de este problema se aplica el método de las diferencias o de rejillas. Considérese una rejilla sobre el conjunto de valores que puede tomar la variable espacial $0 \leq x \leq L$ y la temporal $0 \leq t \leq T$, donde L es la longitud del horno y T es el tiempo final de muestreo. Sean h y τ los pasos correspondientes de la variable espacial y de la temporal, entonces las funciones de rejilla estarán definidas en los modos (x_i, t_j) .

$$x_i = i.h, \quad t_j = j.\tau; \quad 0 \leq i \leq m \quad 0 \leq j \leq N$$

El enlace entre h y m , y asimismo entre τ y N es obvio,

$$h = L/m \quad \tau = T/N$$

Sea:

$$\theta^{(i,j)} = \theta(x_i, t_j); \quad 0 \leq i \leq m; \quad 0 \leq j \leq N$$

La matriz definida por los elementos $\theta^{(i,j)}$ es el análogo discreto de la función $\theta(x,t)$.

$$\begin{bmatrix} \theta^{0,0} & \theta^{0,1} & \dots & \theta^{0,n} \\ \theta^{1,0} & \theta^{1,1} & \dots & \theta^{1,n} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \theta^{m,0} & \theta^{m,1} & \dots & \theta^{m,n} \end{bmatrix}$$

Cada fila de esta matriz (que se obtiene fijando el índice i) brinda el comportamiento de la temperatura del sólido a través del tiempo en un punto dado del horno. Si se fija el índice j y se analiza una columna de la matriz se obtiene el perfil de temperatura del horno en un instante dado; el vector (2.64) se denomina en la literatura especializada la capa j -ésima de la función de rejilla.

$$(\theta^{0,j}, \theta^{1,j}, \dots, \theta^{m,j}) \tag{2.64}$$

De forma análoga pueden definirse las matrices relacionadas con la distribución de la temperatura del gas y de la pared respectivamente:

$$\begin{bmatrix} \theta_g^{0,0} & \theta_g^{0,1} & \dots & \theta_g^{0,n} \\ \theta_g^{1,0} & \theta_g^{1,1} & \dots & \theta_g^{1,n} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \theta_g^{m,0} & \theta_g^{m,1} & \dots & \theta_g^{m,n} \end{bmatrix} y \begin{bmatrix} \theta_p^{0,0} & \theta_p^{0,1} & \dots & \theta_p^{0,n} \\ \theta_p^{1,0} & \theta_p^{1,1} & \dots & \theta_p^{1,n} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \theta_p^{m,0} & \theta_p^{m,1} & \dots & \theta_p^{m,n} \end{bmatrix}$$

El empleo de los métodos de rejillas reduce el problema de la solución de las ecuaciones diferenciales a la solución de un sistema de ecuaciones algebraicas lineales, estas se logran al sustituir los operadores diferenciales mediante diferencias. Los sistemas lineales resultantes tienen generalmente matrices esparcidas, es decir, con predominio de elementos nulos, ya que las ecuaciones diferenciales vinculan entre sí los valores de la función buscada en una proximidad infinitamente pequeña del punto dado y en término de la rejilla, por esto cada ecuación enlaza los valores de la función en solo algunos nodos contiguos.

Para la solución de las ecuaciones de primer orden se emplea el esquema que se muestra en la figura 2.3, en el cual, el punto de cálculo está representado por un círculo.

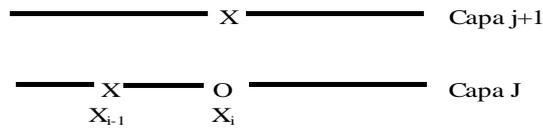


Figura 2.3. Esquema tripuntual para las ecuaciones de 1^{er} orden.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

De acuerdo con él, los operadores diferenciales tendrán las siguientes aproximaciones.

$$\frac{\partial \theta}{\partial t}(xi, tj) = \frac{\theta^{i,j+1} - \theta^{i,j}}{\tau}; \quad 0 \leq j \leq n-1 \quad (2.65)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial x}(xi, tj) = \frac{\theta^{i,j} - \theta^{i-1,j}}{h}; \quad 0 \leq j \leq m \quad (2.66)$$

Sustituyendo (2.65 y 2.66) en 2.23 se obtiene:

$$\rho c S \left(\frac{\theta^{i,j+1} - \theta^{i,j}}{\tau} \right) + c \left[Q^{i,j} \frac{\theta^{i,j} - \theta^{i-1,j}}{h} + \theta^{i,j} \frac{Q^{i,j} - Q^{i-1,j}}{h} \right] + K_3 \theta^{i,j} = f_M^{i,j} \quad (2.67)$$

donde:

$$f_M^{i,j} = K_1 \theta_g^{i,j} + K_2 \theta_p^{i,j} \quad (2.68)$$

Luego de desarrollar en (2.67) los productos, agrupar términos semejantes y expresar la ecuación con respecto a $\theta^{i,j+1}$ resulta,

$$\theta^{i,j+1} = \theta^{i,j} + \frac{\tau}{\rho c S} \left[f_M^{i,j} - K_3 \theta^{i,j} - c \left(Q^{i,j} \frac{\theta^{i,j} - \theta^{i-1,j}}{h} + \theta^{i,j} \frac{Q^{i,j} - Q^{i-1,j}}{h} \right) \right] \quad (2.69)$$

La fórmula recurrente (2.69) es válida para $0 \leq j \leq n-1$; $1 \leq j \leq m$, a partir de ella el valor de $\theta^{i,j+1}$ puede ser obtenido a través de $\theta^{i,j}$ y $\theta^{i-1,j}$, como las condiciones iniciales $\theta(0,t)$ y $\theta(x,0)$ indispensables para la solución unívoca de (2.23), son conocidas, los valores de la función de malla $\theta^{i,j}$ para $i=0$ y $j=0$ son conocidas y por ellos es fácil ver que organizando los cálculos capa a capa se pueden obtener a partir de (2.70) todos los valores de $\theta^{i,j}$ si se calculan adecuadamente los valores de $f_m^{i,j}$. Este último depende (a través de (2.68)) de otras incógnitas del sistema.

De forma análoga pueden ser escritas las fórmulas recurrentes que se deducen de aplicar el esquema en diferencias a las ecuaciones (2.28, 2.37, 2.40, 2.41, 2.43, 2.45 y 2.47), en efecto se obtiene:

$$\theta_g^{i,j+1} = \theta_g^{i,j} + \frac{\tau}{\rho_g c_g S_g} \left[f_g^{i,j} - c_g Q_g^{i,j} \frac{\theta_g^{i,j} - \theta_g^{i-1,j}}{h} \right] \quad (2.70)$$

$$\omega_{HH}^{i,j+1} = \omega_{HH}^{i,j} + \tau \left[K_I^{i,j} - \frac{v}{h} (\omega_{HH}^{i,j} - \omega_{HH}^{i-1,j}) \right] \quad (2.71)$$

$$\omega_{HH}^{NiSi,j+1} = \omega_{HH}^{NiSi,j} + \tau \left[K_V^{i,j} - \frac{v}{h} (\omega_{HH}^{NiSi,j} - \omega_{HH}^{NiSi-1,j}) \right] \quad (2.72)$$

$$\omega_{a.c}^{i,j+1} = \omega_{a.c}^{i,j} + \tau \left[K_{II}^{i,j} - \frac{v}{h} (\omega_{a.c}^{i,j} - \omega_{a.c}^{i-1,j}) \right] \quad (2.73)$$

$$Q_{CO_2}^{i,j+1} = Q_{CO_2}^{i,j} + \tau \left[K_{III}^{i,j} - \frac{v}{h} (Q_{CO_2}^{i,j} - Q_{CO_2}^{i-1,j}) \right] \quad (2.74)$$

$$Q_{SO_3}^{i,j+1} = Q_{SO_3}^{i,j} + \tau \left[K_{IV}^{i,j} - \frac{v}{h} (Q_{SO_3}^{i,j} - Q_{SO_3}^{i-1,j}) \right] \quad (2.75)$$

$$f_g^{i,j} = K_4 g_g^{i,j} + K_1 g^{i,j} + h^i Q_c \quad (2.76)$$

$$Q_{SO_3}^{NiS^{i,j+1}} = Q_{SO_3}^{NiS^{i,j}} + \tau \left[K_{VI}^{i,j} - \frac{v}{h} \left(Q_{SO_3}^{NiS^{i,j}} - Q_{SO_3}^{NiS^{i-1,j}} \right) \right] \quad (2.78)$$

2.3.2. Solución de la Ecuación Parabólica

Para la solución de la ecuación parabólica (2.35) pueden emplearse varios esquemas, debemos señalar que la elección del esquema en diferencias adecuado es de gran importancia pues diferencias a primera vista no substanciales pueden conducir a grandes variaciones en sus propiedades. El esquema que se propone es el esquema simétrico de seis puntos, según la figura 2.4.

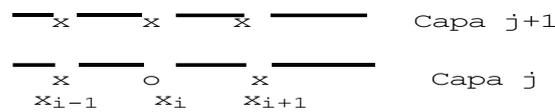


Figura 2.4. Esquema simétrico de seis puntos.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

Para este caso se tendrán las siguientes aproximaciones a los operadores diferenciales.

$$\frac{\partial \theta_p}{\partial t}(x_i, t_j) = \frac{\theta_p^{i,j+1} - \theta_p^{i,j}}{\tau}; \quad 0 \leq j \leq n-1 \quad (2.79)$$

$$\frac{\partial^2 \theta_p}{\partial x^2}(x_i, t_j) = \frac{1}{2} \left\{ \frac{\theta_p^{i+1,j+1} - 2\theta_p^{i,j+1} + \theta_p^{i-1,j+1}}{h^2} \right\} + \frac{1}{2} \left\{ \frac{\theta_p^{i+1,j} - 2\theta_p^{i,j} + \theta_p^{i-1,j}}{h^2} \right\} \quad (2.80)$$

Aunque la aproximación (2.80) a las segundas derivadas resultan algo más complicadas que otras posibles, ellas garantizan una convergencia y estabilidad superior [56].

Aplicando (2.79 y 2.80) a la ecuación 2.35 se obtiene:

$$\begin{aligned} & \theta_p^{i,j+1} - \theta_p^{i,j} + \frac{a\tau}{2h^2} \left(\theta_p^{i+1,j+1} - 2\theta_p^{i,j+1} + \theta_p^{i-1,j+1} \right) + \frac{a\tau}{2h^2} \left(\theta_p^{i+1,j} - 2\theta_p^{i,j} + \theta_p^{i-1,j} \right) + \\ & + \tau K_7' \theta_p^{i,j} = \frac{\tau}{c_p M_p} f_p^{i,j} \end{aligned} \quad (2.81)$$

donde:

$$f_p^{i,j} = K_4 \mathcal{G}_8^{i,j} + K_2 \theta^{i,j} + K_6 \mathcal{G}_m^{i,j} \quad (2.82)$$

Separando en la expresión (2.81) los valores que corresponden a las distintas capas y agrupándose resulta:

$$\frac{a\tau}{2h^2}\theta_p^{i+1,j+1} + \left(1 - \frac{a\tau}{h^2}\right)\theta_p^{i,j+1} + \frac{a\tau}{2h^2}\theta_p^{i-1,j+1} = -\frac{a\tau}{2h^2}(\theta_p^{i+1,j} - 2\theta_p^{i,j} + \theta_p^{i-1,j}) + (1 - \tau K'_7)\theta_p^{i,j} + \frac{\tau}{c_p M_p} f_p^{i,j} \quad (2.83)$$

Debe notarse que de la ecuación (2.83) no puede extraerse una expresión explícita para los componentes $\theta_p^{i,j+1}$ a través de $\theta_p^{i,j}$, es decir, no puede obtenerse ninguna fórmula recurrente que permita, una vez calculada la caja j , calcular directamente la siguiente capa. Sin embargo (2.83) se cumple para $1 \leq i \leq m-1$, de modo que si se asume que los valores de la capa j se conocen, la ecuación (2.83) constituye un sistema de $m-1$ ecuaciones lineales para el cálculo de los valores de θ_p en la próxima capa.

Como estos valores son $m+1$, se necesitan dos ecuaciones adicionales que se obtienen precisamente a partir de las condiciones de fronteras $\theta_p(0,t)$ y $\theta_p(l,t)$, que, dado el orden de la ecuación (2.35), son necesarias para la solución unívoca de la misma; sean $\alpha(t)=\theta_p(0,t)$ y $\beta(t)=\theta_p(l,t)$ entonces:

$$\theta_p^{0,j+1} = \alpha(t_{j+1}) \quad y \quad \theta_p^{M,j+1} = \beta(t_{j+1}) \quad (2.84)$$

Las dos ecuaciones adicionales (2.84) complementan el sistema que resultará de $m+1$ ecuaciones con $m+1$ incógnitas. Este sistema es tridiagonal, es decir, en la matriz del sistema sólo no son nulos los elementos de la diagonal principal y de las diagonales adyacentes.

Por otro lado si τ/h^2 es pequeño, en la ecuación (2.83) el coeficiente que multiplica a $\theta_p^{i,j+1}$ es mayor que la suma de los restantes coeficientes de la misma fila, propiedad que garantiza la compatibilidad del sistema y que el mismo tenga solución única.

2.3.3. Interconexión de las Ecuaciones

Las ecuaciones en diferencias (2.70-2.78) y (2.83, 2.84) constituyen el sistema de ecuaciones que es necesario resolver para obtener el estado del objeto. Estas ecuaciones poseen diferentes características pues como se apreció anteriormente en (2.70-2.78) la solución del sistema se reduce al cálculo a través de fórmulas recurrentes, mientras que para la (2.83) se debe en cada capa resolver un sistema tridiagonal de $m+1$ ecuaciones con

m+1 incógnitas. Sin embargo ninguna de estas ecuaciones puede ser resuelta por separado, los términos independientes garantizan la interconexión entre ellos y cualitativamente expresan las influencias mutuas, que desde el punto de vista físico ocurren en el proceso. Como puede apreciarse estas interconexiones se definen por las funciones $f_g, f_m, f_p, K_I, K_{II}, K_{III}, K_{IV}, K_V$ y K_{VI} . Los valores sobre la malla de estas funciones forman una matriz de “interferencias” que lleva implícita la realidad física de intercambio que ocurre en el horno.

$$\text{int erf}_j = \begin{bmatrix} f_g^{0,j} & \dots & f_g^{i,j} & \dots & f_g^{M,j} \\ f_M^{0,j} & \dots & f_M^{1,j} & \dots & f_M^{M,j} \\ \vdots & & \vdots & & \vdots \\ [K_{VI}]^{0,j} & \dots & [K_{VI}]^{1,j} & \dots & [K_{VI}]^{m,j} \end{bmatrix}$$

Cada una de las variaciones ocurridas en las capas anteriores tienen necesariamente que influir en el estado futuro del sistema, específicamente las primeras tres filas representan la interconexión térmica y la influencia de algunos factores como la temperatura del medio, potencia calorífica del combustible, etc. Mientras que las últimas filas expresan la influencia de la temperatura del carbonato sobre la velocidad de las reacciones en las diferentes zonas tecnológicas.

Resumiendo lo tratado anteriormente el algoritmo general de cálculo puede formarse como sigue:

- ✓ La capa $j=0$ se determina para las condiciones iniciales.
- ✓ Una vez conocidas las capas $j=k$, entonces con los valores de esas capas se calcula la matriz de interferencia, es decir, los valores de $f_g, f_m, f_p, K_I, K_{II}, K_{III}, K_{IV}, K_V$ y K_{VI} , a partir de las fórmulas (2.76, 2.68, 2.82, 2.38, 2.42, 2.44, 2.46, 2.40a y 2.48). Una vez obtenida la matriz de interferencia, los valores de $\theta, \theta_g, \omega_{HH}, \omega_{ac}, Q_{CO2}$ y Q_{SO3} en la capa k+1 se calculan a partir de la fórmula recurrente (2.70-2.78) y los valores de θ_p en la capa k+1 se obtienen resolviendo el sistema lineal, tridiagonal conformado por las (m-1) ecuaciones (2.83) definidas para $1 \leq i \leq m-1$ y para las dos ecuaciones adicionales (2.84).
- ✓ El paso anterior se repite hasta que k+1 sea igual a n.

Por cuanto existen métodos que permiten resolver sistemas tridiagonales de n ecuaciones en no más de una operación, es fácil ver que la cantidad de operaciones para obtener la solución aproximada del sistema de ecuaciones diferenciales es proporcional a $n \times m$.

2.4. Conclusiones

En el presente capítulo quedó establecido el modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio, el cual consta de 9 ecuaciones diferenciales en derivadas parciales y varias ecuaciones de enlaces. Asimismo, se aborda el aseguramiento algorítmico para la solución de dicho modelo, destacándose la aplicación del método de las rejillas, específicamente el esquema tripuntual para la solución de las ecuaciones hiperbólicas y el esquema simétrico de seis puntos para la solución de la ecuación parabólica, así como la interconexión entre estas. La programación de dichos algoritmos permitirá resolver el sistema de ecuaciones obtenido como modelo matemático.

CAPITULO III

Resultados Experimentales e Identificación del Modelo Matemático del Proceso de Calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio

3.1. Introducción

La modelación matemática de un objeto exige la realización de experimentos para lograr la adecuación del modelo elaborado al objeto industrial. La experimentación con este último, permitió la obtención de las características estáticas y dinámicas principales del mismo, para lo cual todos los experimentos fueron realizados en el objeto activo, o sea en el horno rotatorio en producción.

La realización de experimentos en el objeto en producción impone dificultades inevitables a los mismos, pues es necesario, en la mayoría de las ocasiones, introducir perturbaciones que afecten en poca medida la estabilidad de las operaciones desde el punto de vista de la obtención de un producto final dentro de las especificaciones comerciales establecidas, no obstante, la presencia en el horno de medios técnicos adecuados permitió llevar a cabo el seguimiento de los principales parámetros influyentes en el proceso de calcinación. En todos los casos los parámetros de medición continua y las acciones sobre el proceso introducidas fueron recogidas por el registrador PIEZOGRAPH instalado en el horno.

El presente capítulo tiene como objetivo mostrar los resultados experimentales logrados en el horno de calcinación y realizar la validación del modelo matemático planteado.

3.2. Determinación de las Características Estáticas

Las características estáticas a determinar fueron obtenidas mediante la influencia con dos acciones de control fundamentales (el flujo de petróleo y la carga) sobre las temperaturas en las diferentes zonas del horno. El registro gráfico de los experimentos realizados permitió la obtención de una data valiosa para el trazado de las características a partir del procesamiento estadístico de la misma.

3.2.1. Características de las Temperaturas en Función del Flujo de Combustible

La metodología para la realización de estas pruebas consistió en la ejecución de cambios en el flujo de petróleo alimentado al horno, manteniéndose los demás parámetros constantes (presión de tiro inducido, velocidad de rotación del horno, carga alimentada). Estas experiencias se repitieron para cinco valores diferentes de la carga alimentada al horno, luego, mediante el software ORIGEN, fueron ajustadas las curvas que se muestran en las figuras 3.1 - 3.15.

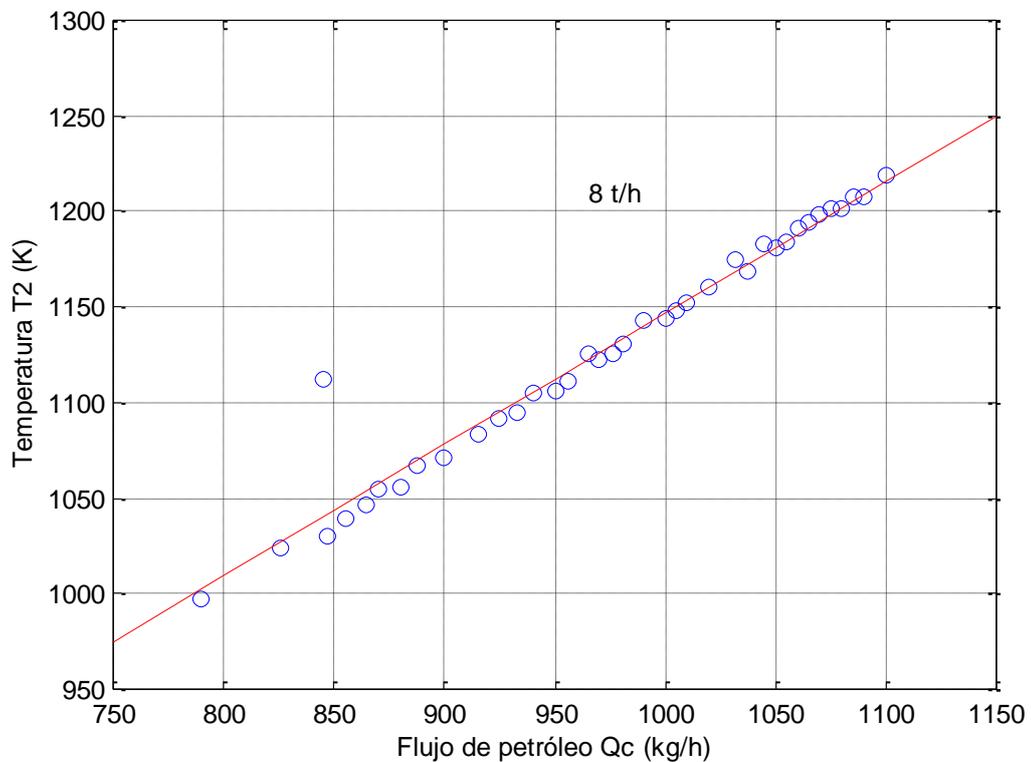


Figura 3.1. Variación de la temperatura T_2 en función del flujo de petróleo para una carga de 8 t/h.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

En estos casos se obtuvieron buenos coeficientes de correlación **CR** como se muestra en la tabla 3.1

Tabla 3.1 Coeficientes de correlación logrados en los ajustes de las figuras 3.1-3.15

Figura	CR	Figura	CR	Figura	CR
3.1	0.9778	3.6	0.97038	3.11	0.98444
3.2	0.96644	3.7	0.99912	3.12	0.97203
3.3	0.92534	3.8	0.97901	3.13	0.93311
3.4	0.99763	3.9	0.98325	3.14	0.86107
3.5	0.97881	3.10	0.99675	3.15	0.85423

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

La representación de las figuras correspondientes a una misma temperatura en un solo gráfico (Figuras 3.16-3.18) permite observar la influencia de la carga sobre estas.

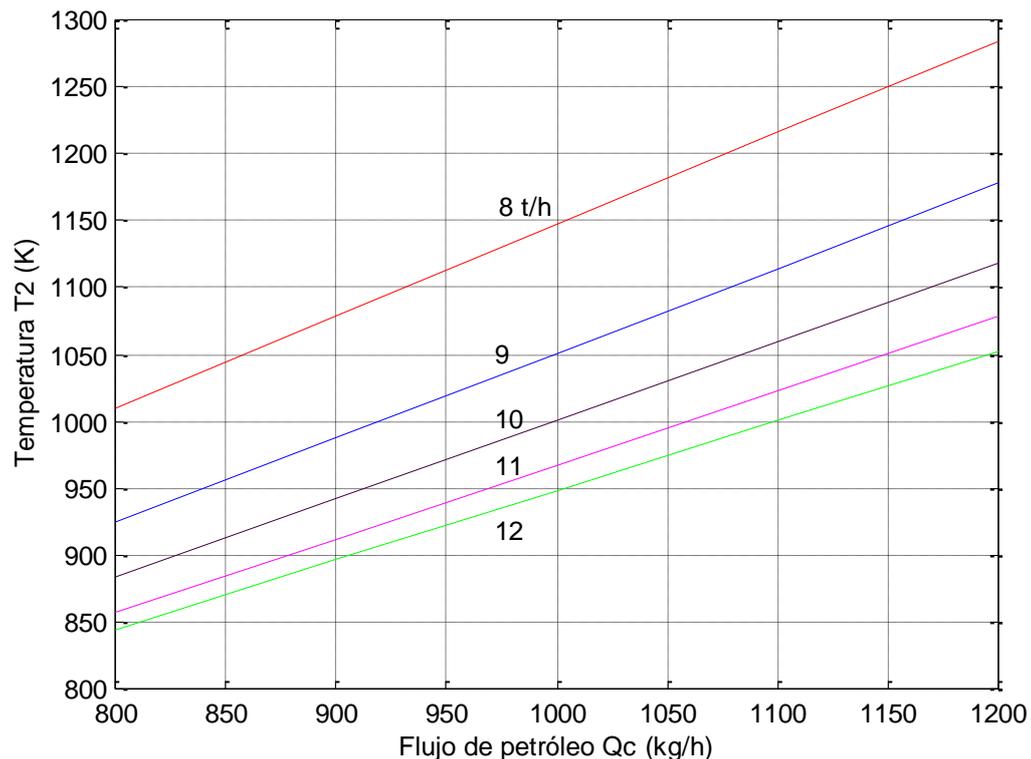


Figura 3.16. Variación de la temperatura T_2 en función del flujo de petróleo (Q_c).

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

3.2.2. Características del flujo de combustible en función de la carga del horno

Particular interés fue dedicado a la determinación de las características que expresan la dependencia del flujo de combustible Q_c de la carga del horno para lograr temperaturas constantes en las distintas zonas del horno, los resultados se muestran en las figura 3.19, 3.20 y 3.21.

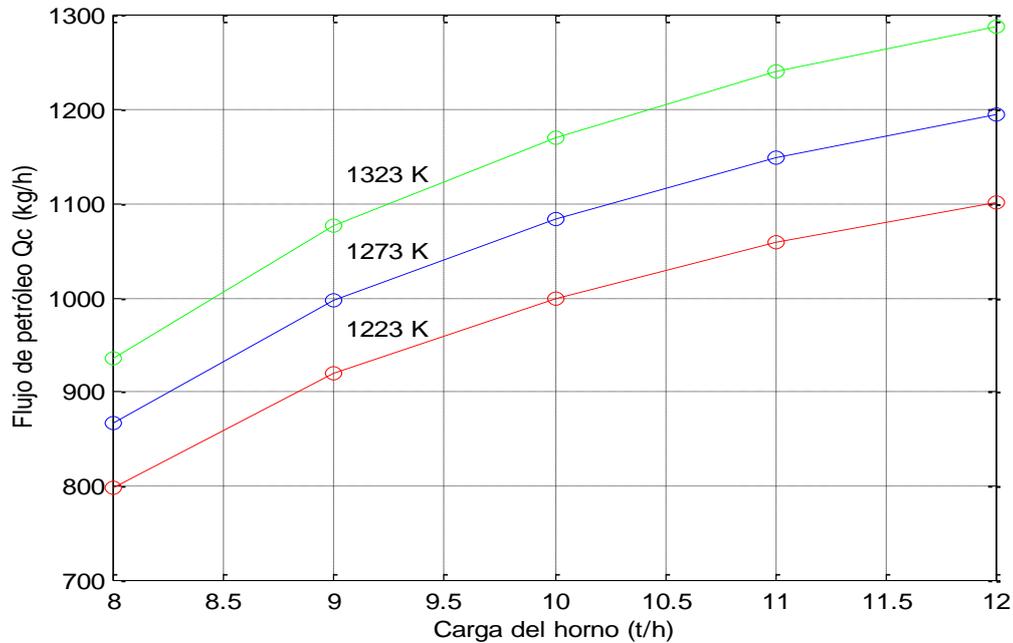


Figura 3.19. Dependencia del flujo de petróleo de la carga a T_2 cte.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

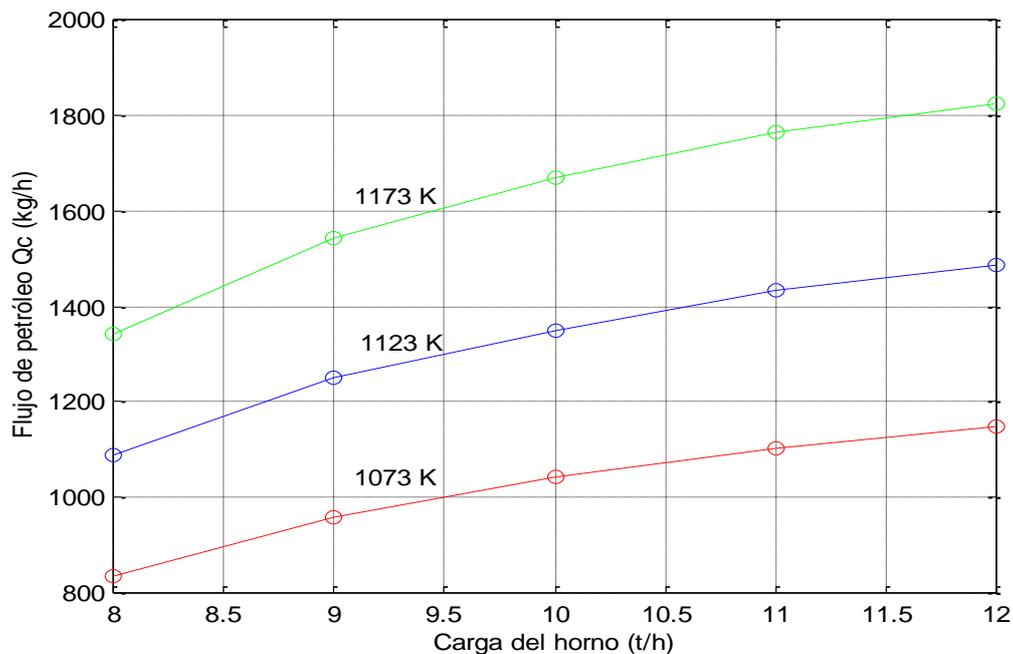


Figura 3.20. Dependencia del flujo de petróleo de la carga a T_3 cte.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

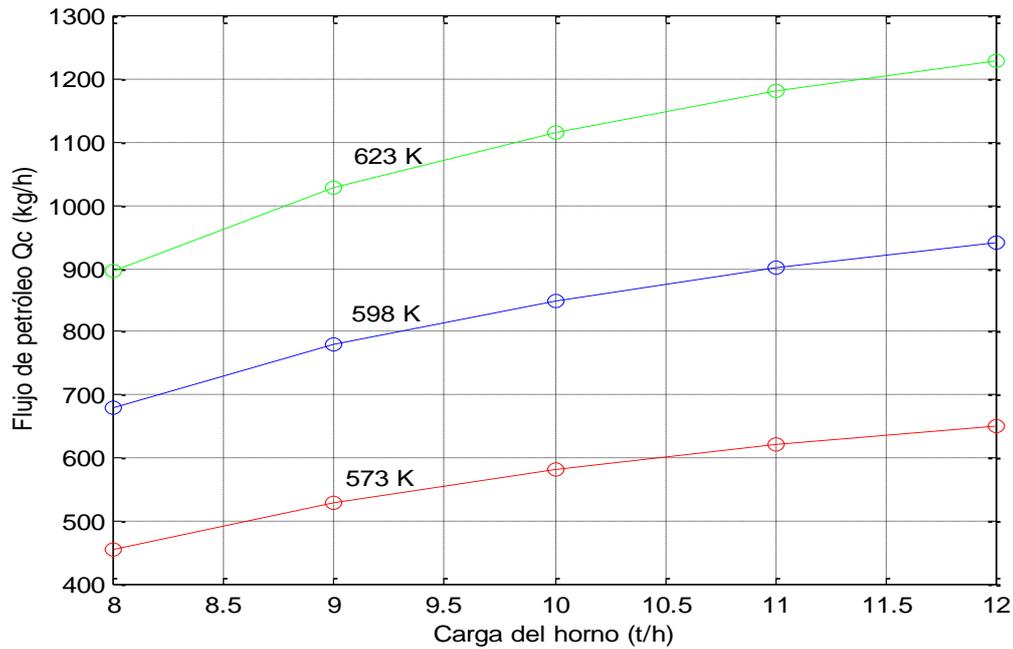


Figura 3.21. Dependencia del flujo de petróleo de la carga a T_4 cte.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

3.3. Determinación de las Características Dinámicas

Las características dinámicas obtenidas mediante la aplicación de un escalón de aproximadamente de un 10% del flujo de combustible, manteniendo los demás parámetros constantes, se muestran en las figuras 3.22 - 3.24.

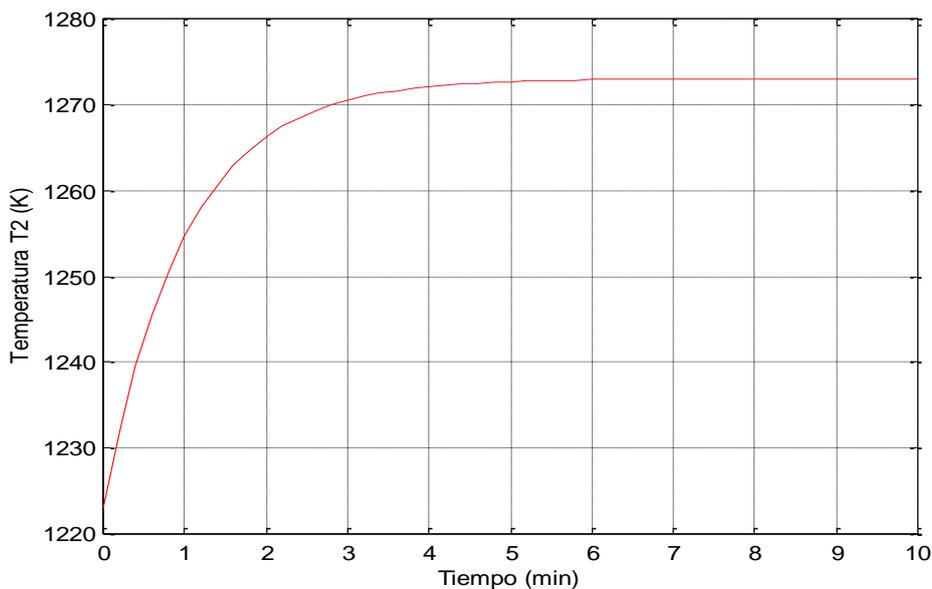


Figura 3.22. Respuesta dinámica de la temperatura T_2 a un escalón del flujo de combustible.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

3.4. Determinación del Tiempo de Retención del Material en el Horno

La determinación del tiempo de retención del material en el horno se realizó mediante la introducción de una muestra de carbonato de sodio en la carga y el seguimiento del sodio en las muestras tomadas a la salida del horno. La representación simultánea de los gráficos obtenidos (figura No.3.25) permite observar la distribución del tiempo real de estancia del material en el horno para cada velocidad de rotación.

Los resultados mostrados en la figura 3.25 permitieron obtener la dependencia del tiempo de retención del material en el horno de su velocidad de rotación (figura No.3.26), la cual es de mucho valor para el control del proceso y en particular de la productividad y de la calidad del producto final.

En este caso en el ajuste mostrado en la figura 3.26 se obtuvo un coeficiente de correlación de 0.9805.

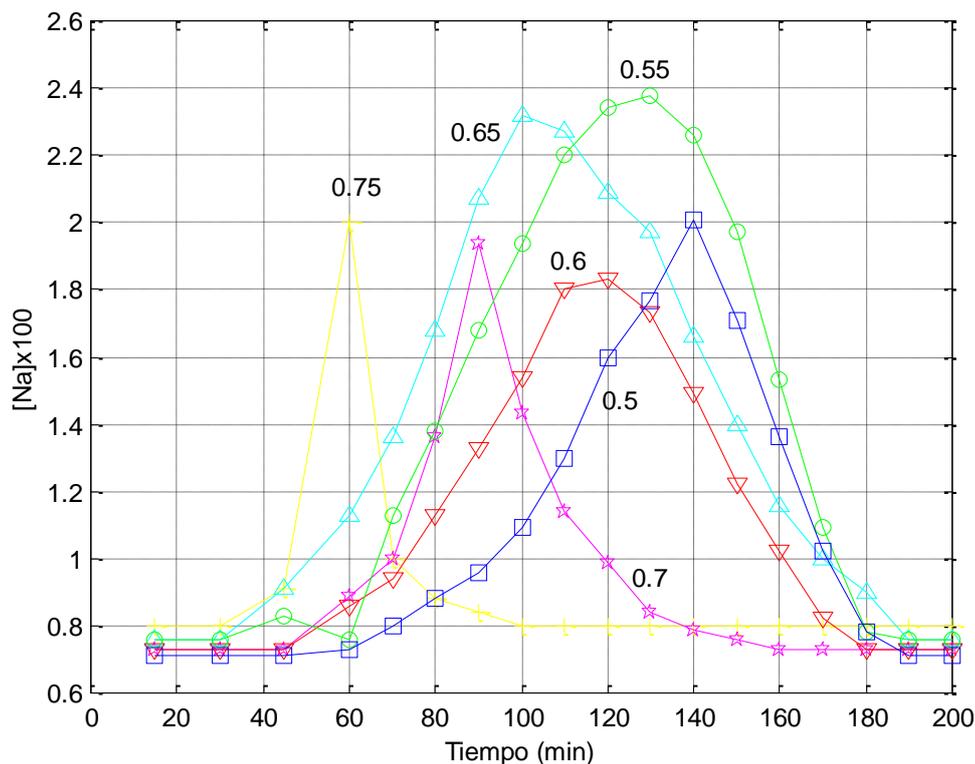


Figura 3.25 Variación de la concentración de sodio en las muestras en función del tiempo y de la velocidad de rotación del horno. Los valores que se muestran al lado de las curvas corresponden a la velocidad de rotación en r.p.m.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

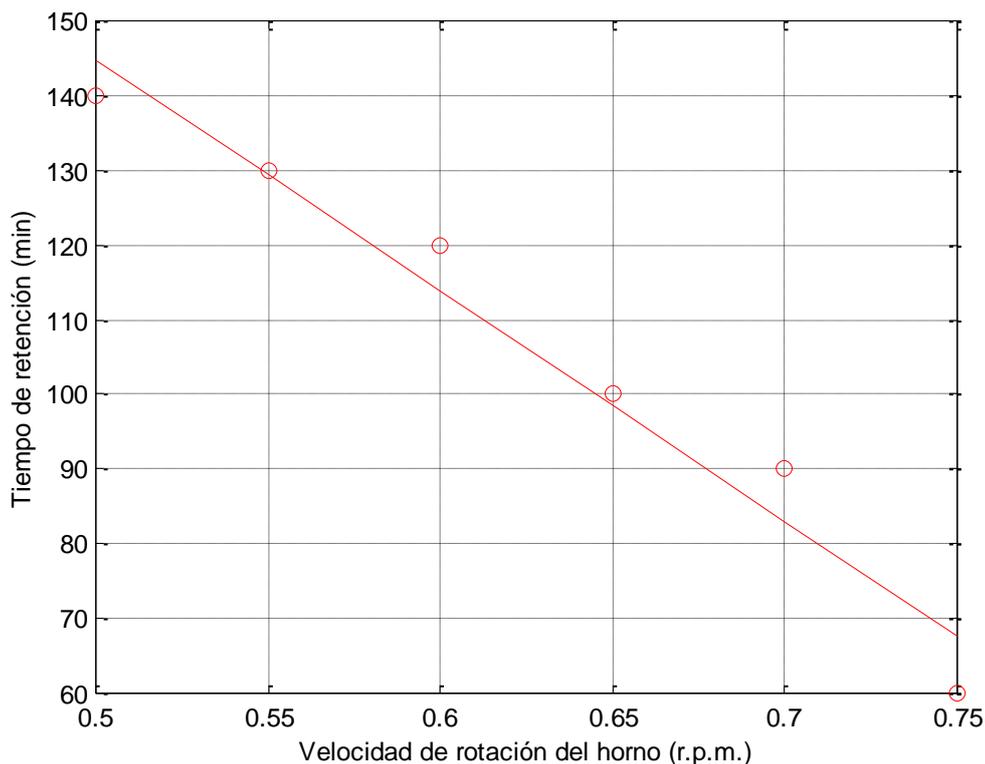


Figura 3.26 Dependencia del tiempo de retención de la velocidad de rotación del horno.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

3.5. Identificación del Modelo Matemático

La identificación del modelo matemático juega un papel fundamental, ya que en la misma se establece la adecuación del modelo al objeto físico de estudio, para esto se utiliza un determinado algoritmo de identificación, con ayuda del cual se realiza la validación del mismo mediante la contraposición de los resultados experimentales y los resultados logrados con ayuda del modelo.

3.5.1. Algoritmo de Identificación del Modelo

La tarea de la identificación del modelo matemático consiste en la determinación de una serie de coeficientes ξ de las ecuaciones de transferencia de calor y de masa, para los cuales se puede garantizar la adecuación del modelo, que describe el proceso. Entre estos parámetros ξ se encuentran los coeficientes de velocidad de las principales reacciones del proceso, la energía de activación y los coeficientes de transferencia de calor. Para eso es necesario determinar los valores de las características Y_0 del proceso

tecnológico real y las magnitudes análogas $Y_M(\xi)$ a la salida del objeto para determinados valores de los coeficientes ξ . Será mejor aquel juego de coeficientes ξ para el cual sea minimizada la medida m de las cercanías de las magnitudes Y_0 y Y_M .

$$m [Y_0 - Y_M(\xi)] \rightarrow \min$$

La identificación del proceso se dificulta debido a la gran cantidad de coeficientes, que requieren valoración. La determinación simultánea de los valores de todos los coeficientes a identificar no es racional, siendo necesario resolver esa tarea por etapas.

En la identificación del modelo es necesario variar los componentes del vector ξ en dependencia de la medida de diferencia de los componentes de los vectores Y_0 y Y_M . En la composición del vector entran los coeficientes de velocidad de las reacciones (6), las energías de activación de los procesos (6), y los coeficientes que caracterizan la transferencia de calor (4); así el vector ξ tiene una dimensión de 16. La dimensión del vector Y es 8.

En la identificación se utiliza el procedimiento iterativo multifacético de Gauss-Zidel [83]. Inicialmente, a partir del conocimiento físico-químico y tecnológico, se escogió el contenido de cada etapa de identificación de forma que en esa etapa mediante la variación de una sola magnitud ξ_m se minimiza un criterio intermedio del tipo

$$J^M = \sum_{j=1}^S a_j (Y_{0j} - Y_{Mj})^2 \quad (3.1)$$

Para la sencillez de explicación, el procedimiento de identificación se describe para la 1^{era} etapa (identificación estática). Por eso en el contenido (3.1) no está presente la integración en el tiempo.

Cada etapa de identificación termina con el cumplimiento de la desigualdad.

$$\left| \frac{Y_{0m} - Y_{Mm}}{Y_{0m}} \right| \leq \varepsilon_m \quad (3.2)$$

donde ε_m es una magnitud dada con anterioridad para la etapa m , Y_m una de las magnitudes Y_i que entra en (3.1). La etapa puede concluir antes de satisfacer (3.2) si el $\min J^m$ se alcanza con anticipación.

El procedimiento de identificación en la etapa m se representa en el esquema de bloques de la figura 3.27. Los datos iniciales para la etapa m son:

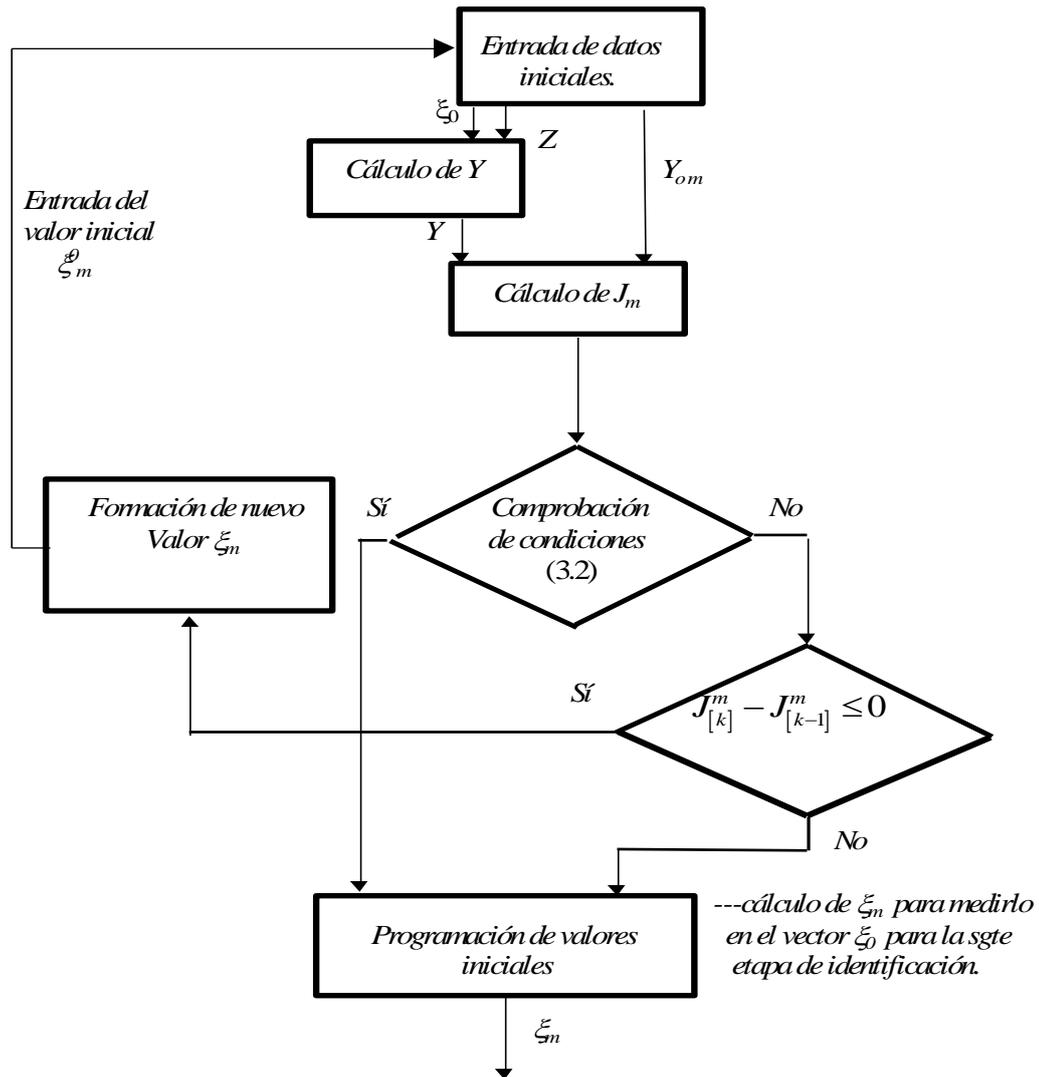


Figura 3.27 Esquema de bloques de la identificación en la etapa m.
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

ξ_m^0 - valor inicial del coeficiente ξ_m incluido en el vector ξ y que es identificado en la etapa m;

ξ_0 - valor inicial de todos los demás componentes del vector ξ de los coeficientes a identificar;

Z - valor de la magnitud a la entrada del modelo, medido durante el experimento;

Y_0 - los valores de los componentes del vector Y medidos durante los experimentos industriales a la salida del horno.

En la identificación estática para determinar los valores en la iteración $Y[k]$, se resuelve el sistema de ecuaciones, tomando $dY/dt=0$ (bloque 2). Luego se comparan los valores Y_{0m} y Y_{Mm} , se calcula el valor $J^M[k]$ del criterio (3.1) (bloque 3), se comprueba el cumplimiento de la condición 3 (bloque 4) y se concluye la etapa de identificación del modelo (bloque 5 y 6).

Se determina un nuevo valor de ξ_m (bloque 7) y se comienza una nueva identificación (k+1) de la etapa m. El resultado de la etapa m es el valor ξ_m , que pasa a ser una componente del vector ξ_0 para la siguiente etapa (m+1).

En la figura 3.28 se recogen las etapas del algoritmo de identificación utilizado.

La identificación dinámica se diferencia de la estática sólo en que en la subetapa (2) de cada etapa de identificación para determinar $Y(t)$ se sustituye las ecuaciones algebraicas por las ecuaciones diferenciales. En este caso el entero (3.1) toma la forma de un funcional integral dado en el conjunto de funciones del tiempo en las partes derechas (3.1).

3.5.2. Identificación Preliminar del Modelo

En el capítulo II se obtuvo el modelo matemático del proceso de calcinación. Este modelo contiene una gran cantidad de coeficientes que necesitan ser valorados para poder adecuar el modelo al objeto. Este proceso de identificación del modelo fue escogido en el epígrafe 3.5.1 desde el punto de vista de su algoritmización para ser ejecutado en una máquina computadora, no obstante el conocer el valor aproximado de estos coeficientes, o sea la región en que se encuentran los mismos es de gran importancia, para la disminución de tiempo de cálculo de máquina y en general para la optimización del proceso de identificación final. Es por tanto de gran necesidad llevar a cabo la identificación preliminar mediante la determinación de los parámetros que forman el modelo a partir de los valores físicos de los mismos y el comportamiento físico-químico del proceso. Por tener condiciones diferentes de transferencia de calor en el horno los cálculos se realizan para las zonas de secado, cadenas y calcinación.

Los datos iniciales para la identificación son los siguientes:

$$Q = 10 \text{ t/h}; \quad n = 0,7 \text{ rpm}; \quad d_{\text{int}}^{\text{cad}} = d_{\text{int}}^{\text{sec}} = 2,75 \text{ m}; \quad d_{\text{int}}^{\text{cal}} = 2,65 \text{ m}; \quad \varphi = 2,5^{\circ}; \quad t_{g_{\text{sec}}} = 399,5^{\circ}\text{C};$$
$$t_{g_{\text{cad}}} = 497,4^{\circ}\text{C}; \quad t_{g_{\text{cal}}} = 853,3^{\circ}\text{C}; \quad t_{p_{\text{sec}}} = 497,4^{\circ}\text{C}; \quad t_{s_{\text{cad}}} = 150^{\circ}\text{C}; \quad t_{p_{\text{cad}}} = 400^{\circ}\text{C}; \quad t_{s_{\text{cal}}} = 300^{\circ}\text{C}$$
$$t_{p_{\text{cal}}} = 800^{\circ}\text{C}; \quad t_{s_{\text{cal}}} = 750^{\circ}\text{C}; \quad t_{\text{carc}}^{\text{sec}} = 121,5^{\circ}\text{C}; \quad t_{\text{carc}}^{\text{cad}} = 240^{\circ}\text{C}; \quad t_{\text{carc}}^{\text{cal}} = 413,26^{\circ}\text{C};$$
$$\delta_{\text{cad}} = \delta_{\text{sec}} = 0,2 \text{ m}; \quad \delta_{\text{cal}} = 0,25 \text{ m}; \quad \delta_{\text{carc}} = 0,02 \text{ m}; \quad R = 8,3142 \text{ kJ/kmolK}.$$

Los subíndices o superíndices sec, cad, cal representan los parámetros para las zonas de secado, cadenas y calcinación respectivamente. Los subíndices g, p y s se refieren al gas, pared y sólido. El subíndice carc significa la carcasa.

3.5.2.1. Determinación del coeficiente superficial de transferencia de calor del gas al sólido por unidad de longitud K_1

La determinación de K_1 se realiza mediante la expresión (2.17) para lo cual es necesario determinar el coeficiente de transferencia de calor del gas al sólido α_{gs} a través de la expresión (2.2) y por tanto primeramente se hallan los números de Re y Pr para por (2.4) buscar el valor de α_g .

El diámetro equivalente es el diámetro interior.

A partir de [92] se determinan la cantidad de gas por unidad de tiempo y la humedad de los gases

$$V_g = 45343 \text{ kg/h}$$

$$\omega = 1,545 \text{ kg}_{\text{humedad}} / \text{kg}_{\text{gas seco}}$$

El coeficiente de llenado del horno ξ se determina según la expresión (2.6), para lo cual se halla primeramente la velocidad lineal del sólido según (2.58):

$$V_{cal} = 26,80 \text{ m/h}; \quad V_{cad} = V_{sec} = 27,82 \text{ m/h}$$

$$\beta = f(Q) \text{ se determina por (2.10)}$$

$$\beta_{cal} = 0,1070; \quad \beta_{cad} = 0,1056; \quad \beta_{sec} = 0,1107$$

El área total de las zonas es

$$S_{T_{cal}} = 5,515 \text{ m}^2; \quad S_{T_{cad}} = S_{T_{sec}} = 5,94 \text{ m}^2$$

El área ocupada por el sólido en las diferentes zonas es

$$S_{cal} = 0,14338 \text{ m}^2; \quad S_{cad} = 0,14842 \text{ m}^2; \quad S_{sec} = 0,17098 \text{ m}^2$$

Entonces el coeficiente de llenado será

$$\xi_{cal} = 0,026; \quad \xi_{cad} = 0,025; \quad \xi_{sec} = 0,029$$

La viscosidad dinámica se halla según (2.11)

$$\eta_{g_{sec}} = 0,1138 \text{ kg/mh}; \quad \eta_{g_{cad}} = 0,1253 \text{ kg/mh}; \quad \eta_{g_{cal}} = 0,1616 \text{ kg/mh}$$

Entonces el número de Reynolds se determina por (2.5)

$$Re_{sec} = 13189565,83; \quad Re_{cad} = 170562,57; \quad Re_{cal} = 13196160,15$$

Para la determinación del número de Prandtl se hallan primeramente las capacidades caloríficas y la conductividad térmica según (2.13 – 2.16):

$$c_{vh_{sec}} = 0,4906 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{vh_{cad}} = 0,5066 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{vh_{cal}} = 0,5688 \text{ kJ/kgK}$$

$$c_{g_{s_{sec}}} = 0,2498 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{g_{s_{cad}}} = 0,2458 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{g_{s_{cal}}} = 0,1658 \text{ kJ/kgK}$$

$$c_{g_{sec}} = 0,41045 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{g_{cad}} = 0,40412 \text{ kJ/kgK}; \quad c_{g_{cal}} = 0,39598 \text{ kJ/kgK}$$

$$\lambda_{g_{sec}} = 0,0487 \text{ W/mK}; \quad \lambda_{g_{cad}} = 0,0562 \text{ W/mK}; \quad \lambda_{g_{cal}} = 0,0826 \text{ W/mK}$$

Luego el Pr será

$$Pr_{sec} = 0,9253; \quad Pr_{cad} = 0,9046; \quad Pr_{cal} = 0,8030$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección del gas al sólido se define a través de (2.4)

$$\alpha_{g_{sec}} = 180,33 \text{ W/m}^2 \text{ K}; \quad \alpha_{g_{cad}} = 223,62 \text{ W/m}^2 \text{ K}; \quad \alpha_{g_{cal}} = 228,75 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Antes de calcular el coeficiente α_{gs} aún es necesario determinar el grado reducido de radiación integral. Para ello de [87], teniendo en cuenta las condiciones de las diferentes zonas, se seleccionan los siguientes parámetros:

$$\varepsilon_{g_{sec}} = 0,65 \quad \varepsilon_{g_{cad}} = 0,64 \quad \varepsilon_{g_{cal}} = 0,57$$

$$\hat{\varepsilon}_{g_{sec}} = 0,68 \quad \hat{\varepsilon}_{g_{cad}} = 0,67 \quad \hat{\varepsilon}_{g_{cal}} = 0,60$$

$$\varepsilon_{s_{sec}} = 0,40 \quad \varepsilon_{s_{cad}} = 0,50 \quad \varepsilon_{s_{cal}} = 0,60$$

$$\varepsilon_{p_{sec}} = 0,80 \quad \varepsilon_{p_{cad}} = 0,85 \quad \varepsilon_{p_{cal}} = 0,90$$

Luego

$$\varepsilon_{red}^{sec} = 0,337 \quad \varepsilon_{red}^{cad} = 0,401 \quad \varepsilon_{red}^{cal} = 0,4286$$

El coeficiente general de transferencia de calor del gas al sólido según (2.2)

$$\alpha_{g_{sec}} = 180,73 + 13,21 = 193,94 \text{ W/m}^2 \text{ K}; \quad \alpha_{g_{cad}} = 223,62 + 28,16 = 251,78 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{g_{cal}} = 228,75 + 120,92 = 349,67 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Finalmente el coeficiente K_1 se determina según (2.17):

$$K_{1_{sec}} = 58,92 \text{ W/mK}; \quad K_{1_{cad}} = 72,98 \text{ W/mK}; \quad K_{1_{cal}} = 98,96 \text{ W/mK}$$

3.5.2.2. Coeficiente superficial de transferencia de calor de la pared al sólido por unidad de longitud K_2

El coeficiente K_2 se determina según la expresión (2.22), donde inicialmente deben ser calculados los valores de los coeficientes de transferencia de calor α_{psd} y α_{psc} por las ecuaciones (2.18 y 2.20) respectivamente.

$$\alpha_{psc}^{sec} = 2024,69 + 3,33 = 2028,02 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{psc}^{cad} = 2175,73 + 10,78 = 2186,51 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{psc}^{cal} = 2183 + 79,34 = 2262,34 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{psd}^{sec} = 3,155 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{psd}^{cad} = 8,46995 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{psd}^{cal} = 65,94698 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Para la determinación de α_{psd} se requiere definir los valores de las emisividades del gas más el arrastre a la temperatura de la pared y a la temperatura del sólido. Estos valores fueron seleccionados de [87], resultando:

$$\varepsilon'_{g_{sec}} = 0,66 \quad \varepsilon'_{g_{cad}} = 0,65 \quad \varepsilon'_{g_{cal}} = 0,58$$

$$\varepsilon''_{g_{sec}} = 0,67 \quad \varepsilon''_{g_{cad}} = 0,66 \quad \varepsilon''_{g_{cal}} = 0,59$$

El área de las superficies de intercambio de calor se calculan por (2.19) y (2.21) :

$$S_{psc}^{sec} = 0,3044 \text{ m}^2 \quad S_{psc}^{cad} = 0,2904 \text{ m}^2 \quad S_{psc}^{cal} = 0,2836 \text{ m}^2$$

$$S_{psd}^{sec} = 8,335 \text{ m}^2 \quad S_{psd}^{cad} = 8,349 \text{ m}^2 \quad S_{psd}^{cal} = 8,042 \text{ m}^2$$

Luego por (2.22) se determina el coeficiente K_2 :

$$K_2^{sec} = 617,33 + 26,30 = 643,63 \text{ W/m K} \quad K_2^{cad} = 634,96 + 70,72 = 705,68 \text{ W/m K}$$

$$K_2^{cal} = 641,60 + 530,35 = 1171,95 \text{ W/m K}$$

3.5.2.3. Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas a la pared por unidad de longitud K_4

El coeficiente K_4 se calcula por la expresión (2.27), requiriéndose primeramente la determinación de α_{gp} por (2.26). La emisividad del gas a la temperatura de la pared fue seleccionada por [87] y tiene los siguientes valores:

$$\varepsilon''_{g_{sec}} = 0,655 \quad \varepsilon''_{g_{cad}} = 0,645 \quad \varepsilon''_{g_{cal}} = 0,575$$

Entonces según (2.26) y considerando los valores ya calculados de α_g se tienen

$$\alpha_{gp}^{sec} = 180,73 + 15,608 = 196,338 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{gp}^{cad} = 223,62 + 60,3656 = 283,9856 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{gp}^{cal} = 228,75839 + 125,555 = 354,305 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Luego

$$K_4^{sec} = 1636,48 \text{ W/mK} \quad K_4^{cad} = 2371,00 \text{ W/mK} \quad K_4^{cal} = 2849,32 \text{ W/mK}$$

3.5.2.4. Coeficiente integral de transmisión de calor a través de la pared del horno por unidad de longitud K_6

El coeficiente K_6 se determina a través de la expresión (2.31) con previo cálculo de los coeficientes α_{cm} , α_c y α_r según (2.32-2.34). En este caso:

$$\alpha_{c_{sec}} = 3,041 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{c_{sec}} = 3,743 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{c_{sec}} = 4,350 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{r_{sec}} = 8,307 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{r_{sec}} = 13,960 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{r_{sec}} = 26,830 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\alpha_{cm_{sec}} = 11,348 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{cm_{sec}} = 17,703 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad \alpha_{cm_{sec}} = 31,180 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

A partir de [87] se selecciona $\lambda_{c_{arc}} = 46,5 \text{ W/mK}$.

De [92] se asumen los valores de $\lambda_{ref}^{sec} = \lambda_{ref}^{cad} = 1,03 \text{ W/mK}$ y $\lambda_{ref}^{cal} = 1,53 \text{ W/mK}$.

Entonces

$$K_6^{sec} = 33,509 \text{ W/mK} \quad K_6^{cad} = 37,50 \text{ W/mK} \quad K_6^{cal} = 47,11 \text{ W/mK}$$

3.5.2.5. Determinación de la densidad del gas

Las densidades de los gases a partir de [87] son:

$$\rho_{N_2} = 1,250 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_{O_2} = 1,428 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_{SO_2} = 2,858 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_{CO_2} = 1,963 \text{ kg/m}^3$$

La densidad del vapor de agua tomada a la temperatura de la zona de secado y cadena son respectivamente

$$\rho_{H_2O}^{sec} = 0,33456 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_{H_2O}^{cad} = 0,4666 \text{ kg/m}^3$$

Los volúmenes y presiones parciales de los gases producidos por zonas, calculados a partir del balance realizado en [92] se muestran en la tabla 3.2

Tabla 3.2. Volumen y presión parcial de los gases.

Gas	Calcinación		Cadenas		Secado	
	Volumen (m ³)	P. parcial (kg/cm ²)	Volumen (m ³)	P. parcial (kg/cm ²)	Volumen (m ³)	P. parcial (kg/cm ²)
CO ₂	3,1519	0,0374	8,0519	0,0379	8,0519	0,0295
SO ₂	19,1700	0,2275	19,1700	0,0902	19,1700	0,0703
O ₂	4,2040	0,0499	4,2040	0,0198	4,2040	0,0154
N ₂	57,2450	0,6852	57,7450	0,2716	57,7450	0,2116
H ₂ O	-	-	123,4065	0,5805	183,7020	0,6730

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

Luego por (2.64)

$$\rho_g^{sec} = 0,8589 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_g^{cad} = 0,8942 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_g^{cal} = 0,6514 \text{ kg/m}^3$$

3.5.2.6. Otros parámetros

Masa de la pared por unidad de longitud.

La masa de la pared puede calcularse por la expresión (2.65). Pero primeramente es necesario calcular la sección transversal de cada capa según (2.66):

$$S_{refr}^{sec} = S_{refr}^{cad} = 1,854 \text{ m}^2 \quad S_{refr}^{cal} = 2,278 \text{ m}^2 \quad S_{carc} = 0,199 \text{ m}^2$$

El volumen por unidad de longitud será

$$V_{refr}^{sec} = V_{refr}^{cad} = 1,854 \text{ m}^2 / \text{m} \quad V_{refr}^{cal} = 2,278 \text{ m}^2 / \text{m} \quad V_{carc} = 0,199 \text{ m}^2 / \text{m}$$

Las densidades del refractario se encuentran en el rango de

$$\rho_{refr}^{sec} = \rho_{refr}^{cad} = 2,25 - 2,35 \text{ t/m}^3 \quad \rho_{refr}^{cal} = 2,78 - 2,88 \text{ t/m}^3$$

se asume

$$\rho_{refr}^{sec} = \rho_{refr}^{cad} = 2,30 \text{ t/m}^3 \quad \rho_{refr}^{cal} = 2,83 \text{ t/m}^3 \quad \rho_{carc} = \rho_{acero} = 7,9 \text{ t/m}^3$$

Entonces

$$M_{p\ ref}^{sec} = M_{p\ ref}^{cad} = 4,263 \text{ t/m} \quad M_{p\ ref}^{cal} = 6,446 \text{ t/m} \quad M_{p\ carc} = 1,574 \text{ t/m}$$

Finalmente a cada masa del refractario se le agrega la de la carcasa, y se obtiene

$$M_{p\ ref}^{sec} = M_{p\ ref}^{cad} = 5,837 \text{ t/m} \quad M_{p\ ref}^{cal} = 8,019 \text{ t/m}$$

Sección transversal del espacio ocupado por el gas S´.

El área de la sección transversal del espacio ocupado por el gas se determina por las expresiones (2.68 y 2.69):

$$S_{T_{cal}} = \pi r^2 = 5,515 \text{ m}^2 \quad S_{T_{sec}} = S_{T_{cad}} = 5,940 \text{ m}^2$$

Entonces

$$S'_{cal} = 5,372 \text{ m}^2 \quad S'_{cad} = 5,792 \text{ m}^2 \quad S'_{sec} = 5,769 \text{ m}^2$$

Capacidad calorífica de la pared.

$$c_p = 1,06 \text{ kJ/kgK}$$

Capacidad calorífica del sólido.

A partir de [92] $c_{sec} = c_{cad} = 1,31 \text{ kJ/kgK}$ $c_{cal} = 1,23 \text{ kJ/kgK}$

Coefficiente de temperatura.

$$a = 0,516 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s}$$

Potencia calorífica del combustible.

$$h^i = 40475,4 \text{ kJ/kg}$$

Energías de activación y coeficientes pre-exponenciales.

Los valores de estas magnitudes fueron tomados de los resultados recogidos en el trabajo [106].

$$E_I = 88,54 \text{ kJ/mol} \quad A_I = 2,1 \cdot 10^{14} \text{ s}^{-1}$$

$$E_{II} = 58,20 \text{ kJ/mol} \quad A_{II} = 2,4 \cdot 10^3 \text{ s}^{-1}$$

$$E_{III} = 88,54 \text{ kJ/mol} \quad A_{III} = 5,3 \cdot 10^4 \text{ s}^{-1}$$

$$E_{IV} = 324,40 \text{ kJ/mol} \quad A_{IV} = 2,3 \cdot 10^{12} \text{ s}^{-1}$$

La tabla 3.3 recoge un resumen de los principales parámetros preidentificados.

Tabla 3.3. Valores de los parámetros preidentificados.

Parámetros	Unidades	Zonas		
		Secado	Cadenas	Calcinación
K₁	W / m K	58,92	72,98	98,96
K₂	W / m K	643,63	705,68	1171,95
K₄	W / m K	1636,48	2371,00	2849,32
K₆	W / m K	33,509	37,50	47,11
c	kJ / kg K	1,31	1,31	1,23
c_g	kJ / kg K	0,41045	0,40412	0,39598
M_p	t / m	5,837	5,837	8,019
ρ_g	kg / m ³	0,8589	0,8942	0,6514
S	m ²	0,17098	0,14842	0,14338
S'	m ²	5,769	5,792	5,372

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

3.5.3. Validación del Modelo

La aplicación del algoritmo descrito en el subepígrafe 3.5.1 permitió realizar la identificación del modelo matemático, para eso:

- ✓ Fue realizada la programación en MATLAB 5.3 para la solución del modelo.
- ✓ Luego el valor de Y_m en el algoritmo de la figura 3.27 fue calculado con el modelo según la programación anteriormente mencionada.
- ✓ Después de aplicar todo el algoritmo de la figura 3.28 se lograron los siguientes parámetros identificados.

Tabla 3.4 Valores de los parámetros identificados.

Parámetro	Unidad	Valor	Parámetro	Unidad	Valor
K_1	W/m.K	114.3	A_3	s^{-1}	4.1×10^4
K_2	W/m.K	304,7	E_{III}	kJ/mol	88,54
K_4	W/m.K	1100	A_4	s^{-1}	0.6×10^{12}
K_6	W/m.K	38.9	E_{IV}	kJ/mol	324,4
A_1	s^{-1}	2.7×10^{14}	A_5	s^{-1}	0.31×10^{14}
E_I	kJ/mol	88	E_V	kJ/mol	2
A_2	s^{-1}	2.6×10^3	A_6	s^{-1}	0.2×10^{12}
E_{II}	kJ/mol	97,5	E_{VI}	kJ/mol	15

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

Después de aplicado el modelo matemático identificado se logró obtener aceptables resultados, los cuales se muestran en las figuras siguientes.

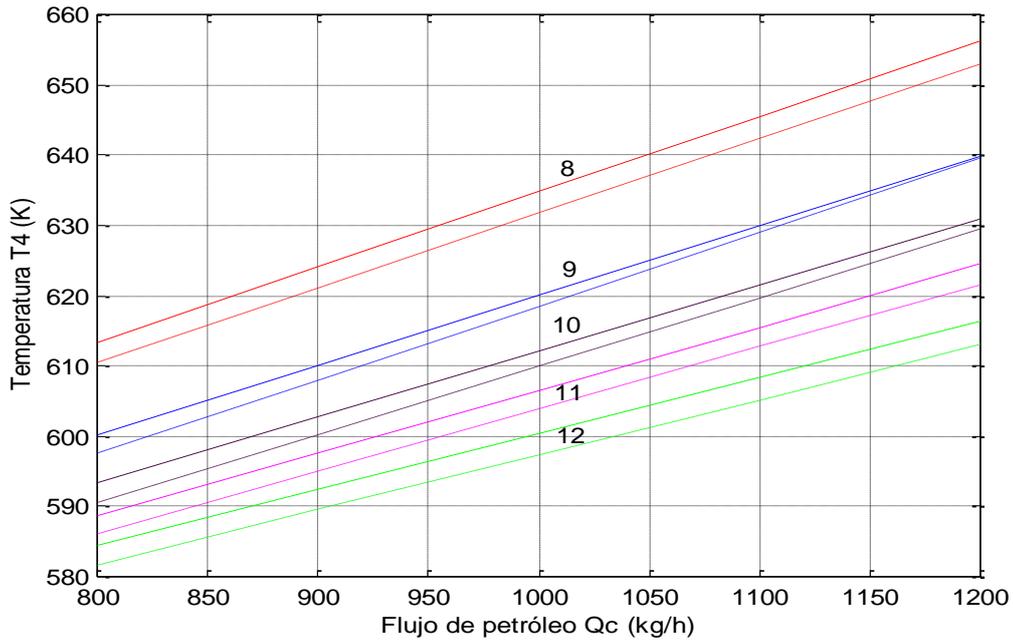


Figura 3.31 Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para la temperatura T4. Los valores que se encuentran al lado de las gráficas representan la carga en t/h.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

En estos casos de las figuras 3.29 - 3.31 se obtuvieron los siguientes resultados estadísticos.

Tabla 3.5. Resultados estadísticos de las figuras 3.29 – 3.31.

Parámetro	Carga (t / h)	Error relativo %	Varianza (K ²)	Coefficiente de variación, %
T ₂	8	1,6883	460,35	1,8708
	9	1,0588	153,64	1,1796
	10	1,4428	260,41	1,6125
	11	1,0509	127,00	1,1649
	12	0,9274	100,78	1,0675
T ₃	8	0,6732	52,77	0,8724
	9	0,6925	44,98	0,8304
	10	1,0619	90,70	1,1972
	11	0,5297	24,77	0,6355
	12	0,7917	49,52	0,9098
T ₄	8	0,4833	11,79	0,5408
	9	0,2521	3,79	0,3139
	10	0,3486	6,04	0,4014
	11	0,4483	9,26	0,5011
	12	0,5208	12,33	0,5847

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2001.

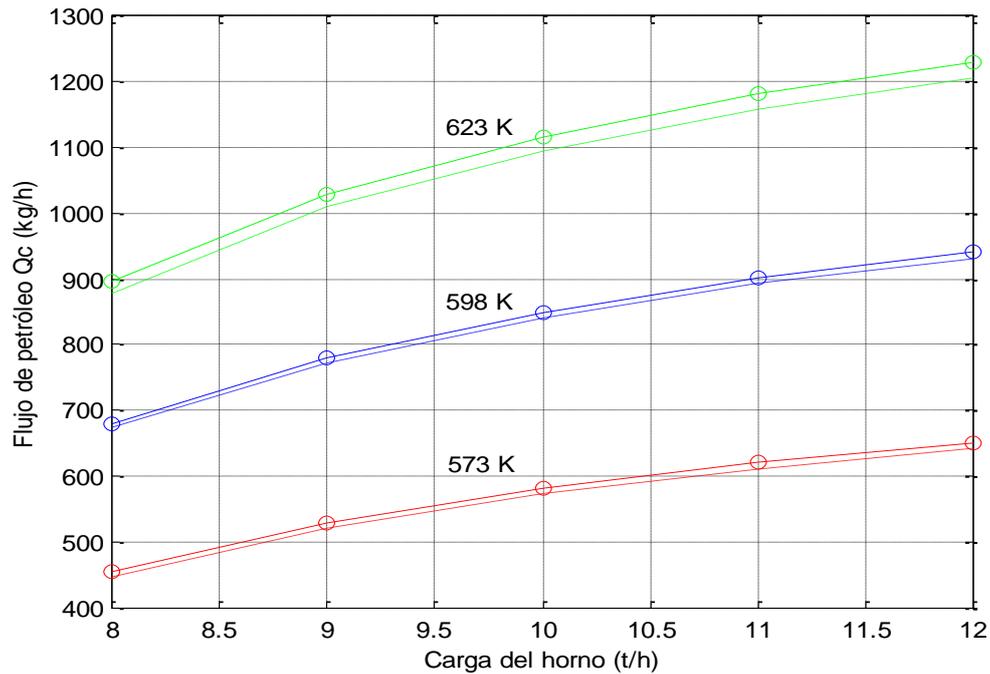


Figura 3.34 Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para la dependencia entre flujo de combustible y la carga para temperaturas T4 constantes.

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

En los casos de las figuras 3.32 - 3.34 se obtuvieron los siguientes resultados estadísticos.

Tabla 3.6. Resultados estadísticos de las figuras 3.32 – 3.34.

Parámetro	Temperatura (K)	Error relativo %	Varianza (kg/h) ²	Coefficiente de variación, %
Qc para T ₂ const.	1323	1,00	165,0175	1,1247
	1273	1,15	187,5506	1,2935
	1223	2,00	481,6038	2,2435
Qc para T ₃ const.	1173	0,80	214,5012	0,8994
	1123	1,10	267,3365	1,2369
	1073	2,00	523,8268	2,2495
Qc para T ₄ const.	623	2,00	601,4603	2,2491
	598	1,0	87,1878	1,1249
	573	1,5	92,0444	1,6897

Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2001.

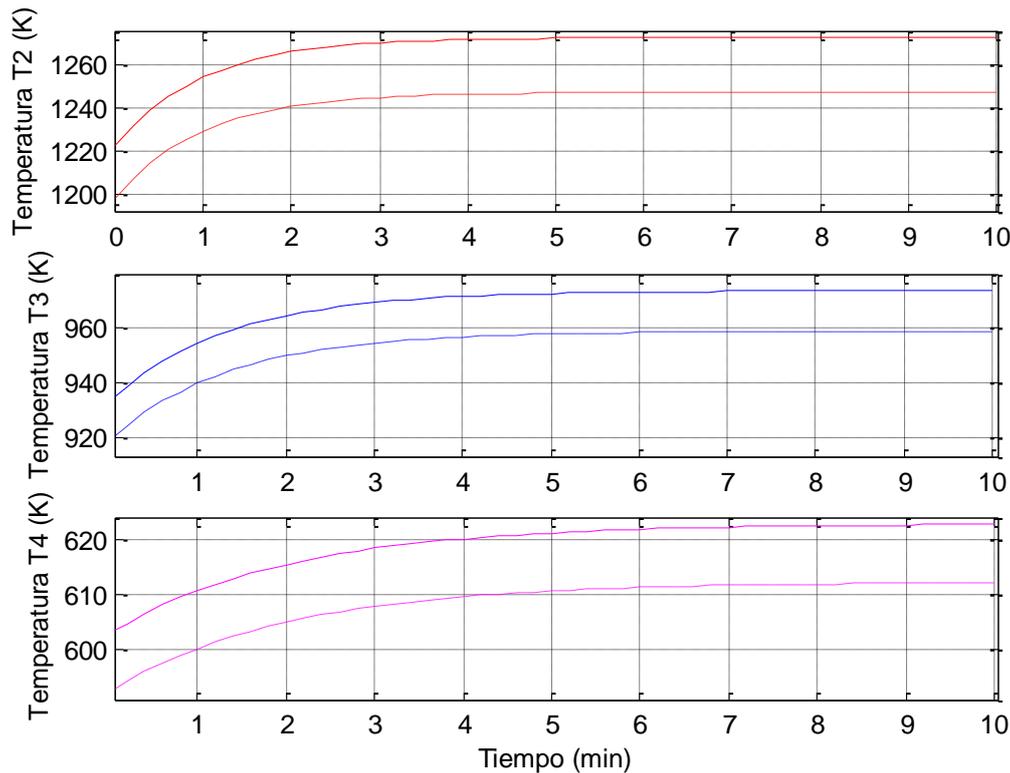


Figura 3.35 Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para las características dinámicas de T2, T3 y T4
Fuente: A. O. Columbié Navarro, 2000.

El error en todos los casos de la figura 3.35 está por debajo del 2 %.

3.6. Valoración Económica

Para la valoración económica de este trabajo es necesario tomar en consideración su posible aplicación en un software de simulación del proceso y en un sistema de control automático del horno de calcinación que permitirá el incremento de una producción continua de alta sensibilidad financiera.

El poseer un software de simulación o un sistema de regulación automático permitiría la realización de un control más eficiente del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio, lo cual conllevaría a mejorar la composición del producto final de forma tal que se incremente el contenido de níquel. El contenido medio de níquel en el producto, obtenido a partir de una data representativa [92], es de 76,67 %, un mejor control, manual o automático, daría la posibilidad de estabilizar el contenido de níquel en un 78 - 79 %, con lo cual se lograría un incremento de 1,33 - 2,33 % lo que representa 412,3 - 722,3 t / año y, al precio actual en el mercado mundial de 7700 USD/t, significa un aumento del ingreso de divisa de 3 174 710 - 5 561 710 USD / año.

3.7. Conclusiones

Se realizaron las pruebas experimentales necesarias para la identificación del modelo matemático del proceso de calcinación que incluyen las características estáticas de temperaturas en la zona de calcinación, de cadenas y de secado en función del flujo de combustible, donde se resalta además la influencia de la carga en estos parámetros; asimismo se muestran las características dinámicas de las temperaturas en función del tiempo como respuesta a un escalón dado en la entrada de combustible.

Con los resultados obtenidos en la experimentación se realizó la validación del modelo matemático planteado con resultados aceptables, demostrándose la adecuación de éste al objeto práctico en cuestión.

CONCLUSIONES

En la presente investigación se llegó a las siguientes conclusiones:

- ✓ Se estableció el modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel obtenido a partir del mineral laterítico cubano en el horno tubular rotatorio, quedando éste conformado por 9 ecuaciones diferenciales en derivada parciales, que describen el comportamiento dinámico del objeto, incluyéndose además varias ecuaciones algebraicas de enlace.
- ✓ El análisis del estado actual del proceso de calcinación del carbonato básico determinó que la dirección del mismo en el horno tubular rotatorio en la Empresa Cmdte. Ernesto Guevara no tiene un enfoque integral desde el punto de vista de su automatización.
- ✓ El análisis del proceso de calcinación del carbonato básico como objeto de modelación matemática definió los parámetros de entrada del proceso: Q_A - flujo de aire, Q_C - flujo de petróleo, n - velocidad de rotación del horno, P_{tiro} - presión de tiro inducido de los gases; los parámetros de salida: O_2 - concentración de O_2 en los gases de salida, θ_2 - temperatura en la zona de calcinación, θ_3 - temperatura en la zona de cadenas, θ_4 - temperatura de los gases de salida, Q_{NiO} - flujo de NiO obtenido, $[NiO]$ - composición del óxido de níquel; y las perturbaciones: Q_{CO_3} - flujo de carbonato básico de níquel, Q_{NiS} - flujo de sulfuro de níquel alimentado, Q_{polvo} - flujo del polvo de recirculación de los electrofiltros, ω_{CO_3} - humedad del carbonato, $[CO_3]$ - composición del carbonato, $[NiS]$ -composición del sulfuro, ρ_{CO_3} -densidad del carbonato, t_{CO_3} -temperatura del carbonato, ω_{NiS} - humedad del NiS, T_p - temperatura del petróleo, P_p - presión del petróleo, P_v - presión del vapor para atomización, P_A - presión del aire primario, T_{refr} - temperatura del refractario, T_{amb} - temperatura ambiente.
- ✓ Se planteó científicamente la tarea de dirección del proceso de calcinación, definiéndose como criterio de calidad, el mantenimiento del perfil térmico del horno quedando como restricciones aspectos relacionados con la calidad del producto final, la productividad y el consumo de combustible.

- ✓ Se realizó la identificación experimental del proceso de calcinación, donde se obtuvieron las características estáticas y dinámicas principales relacionadas con las temperaturas en las diferentes zonas de interés del horno; estas características fueron obtenidas tomando en consideración la influencia del flujo de combustible y la carga alimentada al horno.

- ✓ Se validó el modelo matemático obtenido mediante la aplicación de un algoritmo que permitió la comparación de los resultados experimentales obtenidos en el horno y los arrojados por el modelo, demostrándose la adecuación del modelo al objeto de estudio.

RECOMENDACIONES

En la presente investigación se proponen las siguientes recomendaciones:

- ✓ Aplicar el modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel obtenido a partir del mineral laterítico cubano en el horno tubular rotatorio de la empresa Cmdte. Ernesto che Guevara de Moa y otras empresas que contengan la tecnología carbonato amoniacal, a partir de la realización de un software con el modelo matemático logrado en este trabajo, de forma tal que contribuya a la mejor dirección del proceso mediante el apoyo en la toma de decisiones durante su operación.

- ✓ Desarrollar un enfoque integral desde el punto de vista de la automatización de los procesos metalúrgicos, planteando científicamente la tarea de dirección de los mismos, definiéndose otros criterios de calidad, de forma tal que se eleve el nivel de automatización de las instalaciones metalúrgicas.

PUBLICACIONES DEL AUTOR

- ✓ Sobre las posibilidades de utilización de los motores sincrónicos para la compensación de la potencia reactiva en las redes de distribución con carga asincrónica. Revista Minería y Geología, No.3, 1986.
- ✓ Algunas consideraciones de la investigación del proceso de separación del níquel y el cobalto como objeto de regulación automática. Revista Minería y Geología, No.2, 1989.
- ✓ Análisis del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel como objeto de regulación automática. Revista Minería y Geología, No2, 1991.
- ✓ Sobre la modelación matemática del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno rotatorio. Revista Minería y Geología, No.1, 1992.
- ✓ Evaluación experimental del proceso de separación de Ni y Co como objeto de control. Revista Minería y Geología, No. 2, V-12, 1995.
- ✓ Modelación matemática del proceso de separación de Ni y Co. Revista Minería y Geología, No. 2,V-12, 1996.
- ✓ Controlador automático on-line de la composición de líquidos y pulpas carbonato-amoniacaes en el proceso de separación de Ni y Co. Revista Minería y Geología, No. 3, V- 13, 1996.
- ✓ Tarea y evaluación de la síntesis estructural del sistema de dirección del proceso de separación de Ni y Co". Revista Minería y Geología, No. 2, 1997.
- ✓ Sobre la automatización del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel. Revista Minería y Geología, No. 2, 1997.
- ✓ Aseguramiento algorítmico para la solución del modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel. Revista Minería y Geología, No.3, 1997.
- ✓ Sobre la modelación matemática del proceso de lixiviación carbonato amoniacaal de los minerales níquelíferos (Memorias del II Congreso Internacional de Metalurgia y materiales. Sao Paulo, Octubre de 1997, Brasil.)
- ✓ Mathematical model of the calcination process of the basic nickel carbonate (b.n.c.) in the rotary kiln; Revista Tsvietnie Metalli No.6, 1999).
- ✓ Modelación y simulación del tanque de contacto y los enfriadores de licor en el proceso de lixiviación carbonato-amoniacaal con minerales lateríticos cubanos; Revista Tsvietnie Metalli No.12, 2000).
- ✓ Modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel (c.b.n) en el horno tubular rotatorio; Revista Tsvietnie Metalli No.12, 2000).

- ✓ Impacto en el medio ambiente de las líneas de transmisión eléctrica sobre la región minera de Moa; Revista Tsvietnie Metalli No.12, 2000).
- ✓ Modelación y simulación del tanque de contacto y los enfriadores de licor en el proceso de lixiviación carbonato-amoniaco con minerales lateríticos cubanos; Revista Minería y Geología No.2, 2000).
- ✓ Modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel (c.b.n) en el horno tubular rotatorio; Revista Minería y Geología No.3, 2000).

BIBLIOGRAFÍA

1. Alberto Eurich. Consejo técnico. El trabajo sobre granulometría del óxido y variables que afectan. Informe Técnico, 31/12/1976.
2. Almaguer Dieguez, J. Metalización del Ni en el horno de calcinación. Trabajo de Diploma. ISMM/1982.
3. Andersson, T.; Pucar, P. Estimation of residence time in continuous flow systems with dynamics. Journal of Process Control, 1995, No. 5 pp. 9-17.
4. Aranjon V. L, Levin M. V. Shajov S.V. Sobre el efecto homogenizador de un horno rotatorio. Revista Ts.M. 1982, No.10, pp. 41-43.
5. Arliuk B.I, Fiteman M. Y. R. F. I, 1982, No. 5 p. 834.
6. Arliuk B.I. Regularidades del intercambio de calor en los hornos rotatorios. Revista Ts.M Metalurgia,1985, No. 3, pp. 67-73.
7. Arzola Ruiz J. "Sistemas de Ingeniería ". Editorial Félix Varela. La Habana. 2000.
8. Bisowarno, B. H.; Tadó M. O. Dynamic Simulation of Startup in Ethyl tert-Butyl Ether Reactive Distillation with Input Multiplicity. Industrial & Engineering Chemistry Research, May 1, 2000 vol. 39, No. 5 pp. 1950-1954.
9. Bliev E. A. Investigación de las regularidades de movimiento de la antracita en los tratamientos en hornos rotatorios. Revista Ts.Metalurgia.1986 No.1 pp. 79-84.
10. Bluman, A. G.: Elementary Statistics. A Step by Step Approach. Brown Communications, Inc. All. Dubuque, Iowa, 1995, 713 p
11. Boateng, A. A; Barr, P.V. Granular flow behavior in the transverse plane of a partially filled rotating cylinder. Journal of Fluid Mechanics, January 10, 1997 vol. 330 pp. 233-249.
12. Boateng, A. A; Barr, P.V. Modelling of particle mixing and segregation in the transverse plane of a rotary kiln. Chemical Engineering Science, September 1996 vol. 51 pp. 4167- 4181.
13. Boateng, A.A; Barr, P.V. A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. International Journal of Heat and Mass Transfer, July 1996 vol. 39 pp. 2131-&.
14. Bongers, U; Stradtmann, J. Basic refractories for the burning and transition zones of cement kilns. Zement-Kalk-Gips, 1995 vol. 48 pp. 231-240 .
15. Bowers T-G, and Read H.L Chen Eng. Progr. Sump.series,1968. vol. 61, No.57, pp. 340-346.

16. Brimacombe J.K and Watbmison A.P Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: II. Heat Flow Results and Their Interpretation. Metallurgical Transaction B,1978 vol. No. 6 pp. 209-218
17. Brimacombe J.K and Watbmison A.P Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: I. Pilot Plant and experimentation. Metallurgical Transaction B,1978 vol. No. 6 pp. 201-208.
18. Bui, R.T. Computational modelling of thermophysical processes in the light metals industry. Reveu Generale de Termique, Septiembre 1997 vol. 36 pp. 575 – 591.
19. Caballero, J. A.; Grossmann, I. E. Aggregated Models for Integrated Distillation Systems. Industrial & Engineering Chemistry Research, June 7, 1999 vol. 38, No. 6 pp. 2330-2344.
20. Casanova, G. Análisis del bajo consumo de petróleo en el horno de calcinación. Informe Técnico. 27/7/1976.
21. Casanova, G. Determinación de la relación existente entre la densidad y la granulometría del óxido de níquel. Informe Técnico. 23/2/76.
22. Celik, M.S.; Batar, T; Akin, Y; Arslan, F. Upgrading schemes for boron mineral through calcination. Minerals & metallurgical processing, February 1998 vol.15, pp. 53-56 (4).
23. Chan, M.D.; Identification of a simulated Shell distillation column using time series analysis methods. Journal of Process Control, 1995, No. 5 pp. 99-103.
24. Chen, F. Z.; Wang, X. Z. A Discovery of Operational Spaces from Process Data for Production of Multiple Grades of Products. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2378-2383.
25. Chen, F.; Zhou, R.; Duan, Zh.; Liu, Y. A Novel Cross-Flow Cascade Packed Column Design and Simulation. Industrial & Engineering Chemistry Research, August 2, 1999 vol. 38, No. 8 pp. 3027-3035.
26. Chen, J.; Liu, J. Mixture Principal Component Analysis Models for Process Monitoring. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 5, 1999 vol. 38, No. 4 pp. 1478-1488.
27. Cheng-Liang, Ch. Daim-Yuang, S. Numerical Solution of Dynamic Optimization Problems with Flexible Inequality Constraints by Adaptive Stochastic Algorithm. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2305-2314.

28. Choi J. Y.; Lee J.; Thomas, F. E. A Use of the Sequential Loop Closing Method for Iterative Identification of Ill-conditioned Processes. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2392-2403.
29. Columbié Navarro A., Muñoz Moner A., Guzmán del Río D.. “Análisis del proceso de calcinación del C.B.N como objeto de regulación automática”. Revista Minería y Geología No. 2, 1991.
30. Columbié Navarro A., Guzmán del Río. Modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio; Revista Minería y Geología No.3, 2000.
31. Cooley, B.L., Lee, J.H., Integrated identification and robust control, Journal of Process Control, 1998, No. 8 pp. 431-440.
32. Cronin K; Norton, B.; Taylor, J. Drying lumber in kilns: A methodology for stochastic analysis using Markov modelling. Drying Technology, May-June 1997 vol. 15 pp. 765-790.
33. Davinson A. M, L. A Damilin, A. L Rutbovokiy, E. A Bliev. Modelación de las regularidades de la calcinación del Coque en un horno rotatorio. Revista Ts. Metalurgia, 1981, No. 5 pp. 44-46.
34. De la Cruz Jorge. Influencia que tiene la granulometría del NiO en la sinterización. Trabajo de Diploma. Enero/1977. ISMM.
35. Del Arco, M; Trujillano, R.; Rives, V. Cobalt-iron hydrocarbonates and their evolution to mixed oxides with spinel structure. Journal of materials chemistry, March 1998 vol. 8 pp. 761-767 .
36. Delgado A. Informe sobre el horno No.1 de recuperación de amoníaco. Informe Técnico, 1973.
37. Detkov S. P. Intercambio de calor en los hornos rotatorios. Revista Ts.M 1986, No. 3, pp. 48-51.
38. Detkov. S. P. Movimiento del mineral en un horno rotatorio; Revista Ts.M 1980. No.11, pp 54-57.
39. Díaz R. Operación del horno No. 1. Informe Técnico 7/7/1971.
40. Dünnebier, G.; Pantelides C. C. Optimal Design of Thermally Coupled Distillation Columns. Industrial & Engineering Chemistry Research, January 4, 1999 vol. 38, No. 1 pp. 162-176.

41. Dünnebier, G.; Pantelides C. C. Optimal Design of Thermally Coupled Distillation Columns. Industrial & Engineering Chemistry Research, January 4, 1999 vol. 38, No. 1 pp. 162-176.
42. Enrich A. Operación del Kiln. Informe Técnico 13/11/1975.
43. Falcón H. El horno de calcinación Operación y automatización. Informe Técnico, 17/12/1976
44. Falcón H. Informe sobre la automatización del horno No.2 de calcinación. Informe Técnico 1/10/77.
45. Favoreel, W.; De Moor, B.; Van Overschee, P. Subspace state space system identification for industrial processes. Journal of Process Control, 2000, No.10 pp. 149-155.
46. Feodorov E. I. Regularidades del movimiento del material en hornos rotatorios. Revista Ts.M ,1980. pp. 59-64.
47. Folliot: Publication technique No.70. Centre d'estudet de Recherche de l'Industries des Liants Hydrauliques, París, 1955.
48. Foss, B.A.; Lohmann, B.; Marquardt, W. A field study of the industrial modeling process. Journal of Process Control, 1998, No. 8 pp. 325-338.
49. García Díaz J. Estudio del carbonato de níquel industrial. Informe Técnico 5/3/73.
50. Gavurin M. K. "Conferencia sobre los métodos de cálculos ". Mir Moscú. 1973.
51. Ge, M.; Min-Sen, Ch.; Qing-Guo, W. An Extended Self-Organizing Map for Nonlinear System Identification. Industrial & Engineering Chemistry Research, October 2, 2000 vol. 39, No. 10 pp. 3778-3788.
52. Gebhart, W. M. The direct method of aligning rotary kiln. Zement-Kalk-Gips, 1995 vol. 48 i11 pp. 579-586 .
53. Georgiadis, M. C.; Papageorgiou, L. G.; Macchietto, S. Optimal Cleaning Policies in Heat Exchanger Networks under Rapid Fouling. Industrial & Engineering Chemistry Research, February 7/2000 vol. 39, No. 2 pp. 441-454.
54. Gilbert W.: Cement and Cement Manufacture,1932, vol. 5, No.12 pp 417-425.
55. Gygi H. Cement and cement manufacture, 1938 vol. 11 pp. 81
56. Hernández López, J.; Columbié Navarro, A.; Trujillo Codorniu, R. Aseguramiento algorítmico para la solución del modelo matemático del proceso de calcinación del C.B.N. Revista Minería y Geología, 1997, No.3 .
57. Hernández, S. Automatización del Kiln 32. Informe Técnico. 20/7/77.

58. Hiroyuki, K.; Zhu, X. X. R-Curve Concept and Its Application for Industrial Energy Management. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2315-2335.
59. Informe resumen de los trabajos con relación a la granulometría y resistencia del óxido producido en el horno de calcinación s/r. Informe Técnico, 1973.
60. Ismail, H.M. Effects of the preparation procedure and additives on surfaces texture of nickel and cobalt oxides as final decomposition products of nickel and cobalt oxyalts. *Colloids and surfaces a-physicochemical and engineering aspects*, May 15,1996 vol. 110 pp. 159-167.
61. Ivanov A. O., Levin M. B. Aseguramiento algorítmico de la dirección óptima de procesos metalúrgicos. Leningrado. 1986.
62. Jha, A.;Tang, S.H.; Chrysanthon, A. Phase equilibria in the metal-sulfur-oxygen systems and selective reduction of metal oxides and sulfides .1. The carbothermic reduction and calcination of complex mineral sulfides. *Metallurgical and materials transactions B – Process metallurgy and material processing science*, October 1996 vol. 5 pp. 829-840.
63. Jiang, Q.; Sánchez, M.; Bagajewicz, M. On the Performance of Principal Component Analysis in Multiple Gross Error Identification. Industrial & Engineering Chemistry Research, May 3, 1999 vol. 38, No. 5 pp. 2005-2012.
64. Johansen, S. T. Applications of computational fluid dynamics in optimization and design of metallurgical processes. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1997 vol. 18, No. 2 p. 101*.
65. Kazantzis, N.; Kravaris, C.; Wright R. A. Nonlinear Observer Design for Process Monitoring. Industrial & Engineering Chemistry Research, February 7/2000 vol. 39, No. 2 pp. 408-419.
66. Khakhar, D. V.; McCarthy, J. J.; Ottino, J. M. Radial segregation of granular mixtures in rotating cylinders. Physics of Fluid, December 1997 vol. 9 pp. 3600-3614.
67. Kjelstrup, S.; Island, T. V. The Driving Force Distribution for Minimum Lost Work in a Chemical Reactor Close to and Far from Equilibrium. 2. Oxidation of SO₂. Industrial & Engineering Chemistry Research, August 2, 1999 vol. 38, No. 8 pp. 3051-3055.
68. Kjelstrup, S.; Saua,r E.; Bedeaux, D.; Van der Kooi, H. The Driving Force Distribution for Minimum Lost Work in Chemical Reactors Close to and Far from Equilibrium. 1. Theory. Industrial & Engineering Chemistry Research, August 2, 1999 vol. 38, No. 8 pp. 3046-3050.

69. Koller, G.; Fischer, U.; Hungerbühler, K. Assessing Safety, Health, and Environmental Impact Early during Process Development. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 3, 2000 vol. 39, No. 4 pp. 960-972.
70. Kolyfetis, E.; Markatos, N. C. Aerodynamics and coal flame modelling in the burning zone of cement rotary kilns .2. ZKG International, 1996 vol. 49 pp. 326-&.
71. Kolyfetis, E.; Markatos, N. C. Aerodynamics and coal flame modelling in the burning zone of cement rotary kilns .1. ZKG International, 1996 vol. 49, pp. 24 – 35.
72. Kontopoulos, A; Krallis, K; Koukourakis, E; Denazas, N, Kostis, N; Broussaud, A; Guyot, O. A hybrid knowledge-based system as a process control ‘tool’ for improved energy efficiency in alumina calcining furnaces. Applied Thermal Engineering, August-October 1997 vol. 17 pp. 935 – 945.
73. Kovalev, O. Welded-in tires- a proven method of attaching tires to rotary kilns. ZKG International, November-December 1997 vol. 50, pp.624-& .
74. Kreft, W. Thermal residue disposal in cement workd – Comparison with other methods of waste treatment. Zement-Kalk-Gips, 1995 vol. 48, pp. 368-374 .
75. Le Page, G.P.; Tade, M.O.; Stone, R.J. Comparative evaluation of advanced process control techniques for alumina flash calciners, Journal of Process Control, 1998, No. 8 pp. 287-298.
76. Lebas, E; Hanrot, F; Ablitzer, D; Houzselot, J.L. Experimental study of residence time, particle movement and bed depth profile in rotary kilns. Canadian Journal of Chemical Engineering, April 1995 vol. 73, pp. 173 – 180.
77. Lee, G.; Lee, B.; Yoon, E. S.; Han, Ch. Multiple-Fault Diagnosis under Uncertain Conditions by the Quantification of Qualitative Relations. Industrial & Engineering Chemistry Research, March 1, 1999 vol. 38, No. 3 pp. 278-286.
78. Luyben, W. L. An Effect of Kinetic, Design, and Operating Parameters on Reactor Gain. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2384-2391.
79. Luyben, W. L. Control of Outlet Temperature in Adiabatic Tubular Reactors. Industrial & Engineering Chemistry Research, May 1, 2000 vol. 39, No. 5 pp. 1271-1278.
80. Mahajani, S.M. Kinetic Azeotropy and Design of Reactive Distillation Columns. Industrial & Engineering Chemistry Research, January 4, 1999 vol. 38, No. 1 pp. 177-186.

81. Mandler, J. A. Modelling for control analysis and design in complex industrial separation and liquefaction processes, Journal of Process Control, 2000, No. 10 pp. 167-175.
82. Manual de operaciones del horno de calcinación de la planta de calcinación y sinter de la Empresa "Comandante Ernesto Che Guevara de la Serna", 1980.
83. Marrero Ramírez S. Algoritmos y Sistemas de Control del Proceso de Reducción del Mineral Laterítico en Hornos de Soleras Múltiples. Tesis en opción del grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. San Petersburgo 1989.
84. Martín J. Investigación de la modelación matemática del horno de calcinación. vol. No.2. Informe Técnico 16/5/1978. Nicaro.
85. Martín Y. Cálculo del tiempo de retención de los hornos de calcinación 1 y 2. Informe Técnico 8/7/1977.
86. Martín Y. Informe sobre los resultados obtenidos en las corridas experimentales en el horno de calcinación No.2 con altas humedades de carbonato sobre la granulometría del óxido. Informe Técnico, 6/7/1977.
87. Mijev., Mijeiva. "Fundamentos de la termotransferencia". Editorial Mir, 1979
88. Mikos, M.; Jaeggi, MNR. Experiments on motion of sediment mixtures in a tumbling mill to study fluvial abrasion. Journal of hydraulic research, 1995 vol. 33 pp. 751-772 .
89. Minotti, M.; Doherty, M. F.; Malone, M. F. Design for Simultaneous Reaction and Liquid-Liquid Extraction. Industrial & Engineering Chemistry Research, December 7, 1998 vol. 37, No. 12 pp. 4748-4755.
90. Mockus, L.; Reklaitis, G.V. Continuous Time Representation Approach to Batch and Continuous Process Scheduling. 1. MINLP Formulation. Industrial & Engineering Chemistry Research, January 4, 1999 vol. 38, No. 1 pp. 197-203.
91. Mockus, L.; Reklaitis, G.V. Continuous Time Representation Approach to Batch and Continuous Process Scheduling. 2. Computational Issues. Industrial & Engineering Chemistry Research, January 4, 1999 vol. 38, No. 1 pp. 204-210.
92. Molina Fernández R., Vega Ramírez E. "Asimilación y control de la tecnología de adición de sulfuro de níquel al horno de calcinación". Trabajo de Diploma. 1995.
93. Ostrovsky, G. M.; Luke, E. K.; Wang, Y.; Volin, Y. M. A New Algorithm for Computing Process Flexibility. Industrial & Engineering Chemistry Research, July 3, 2000 vol. 39, No. 7 pp. 2368-2377.
94. Pearce K. W., J. Inst. Fuel, 1973, vol No.46. pp. 363-371.
95. Pearce K. W: I. Cheme. E: Sijump. Senes, No.43, 1976 pp. 26-1-26-14.

96. Pettersson, M.; Nilsson, B.; Birgersson, J.; Simonson, E. Analysis and validation of a simplified model of a wet flue gas cleaning system. Journal of Process Control, 1998, No. 8 pp. 69-76.
97. Ponce N. Estudio para la calcinación de la partículas delgadas +1 y -1/2 pulgadas de NiO para ventas. Trabajo de Diploma 20/12/76. ISMM..
98. Ponzoni, I.; Sánchez, M.C.; Brignole, N. B. A New Structural Algorithm for Observability Classification. Industrial & Engineering Chemistry Research, August 2, 1999 vol. 38, No. 8 pp. 2973-2978.
99. Qing-Guo, W.; Tong-Heng, L.; Zhang, Y. Multiloop Version of the Modified Ziegler-Nichols Method for Two Input Two Output Processes. Industrial & Engineering Chemistry Research, December 7, 1998 vol. 37, No. 12 pp. 4725-4733.
100. Ranze, W; Hoppe, E. Direct drive for two-support rotary kiln. ZKG International, November-December 1996 vol. 49, pp. 454-&.
101. Renganathan, T.; Narasimhan, Sh. A Strategy for Detection of Gross Errors in Nonlinear Processes. Industrial & Engineering Chemistry Research, June 7, 1999 vol. 38, No. 6 pp. 2391-2399.
102. Reyes, F.; Luyben, W. L. Steady-State and Dynamic Effects of Design Alternatives in Heat-Exchanger/Furnace/Reactor Processes. Industrial & Engineering Chemistry Research, September 5, 2000 vol. 39, No. 9 pp. 3325-3334.
103. Riffaud B. J "Modelling and simulation of an Alumine Kiln" Chem. Ing. Proc. Tech. may 1972 Vol. 17 No. 5.
104. Rioshkevich A.S, A.M Podkorbinshy, M.M Rejnik. Modelo matemático de la transferencia de calor y de masa para la tostación de menas oxidadas de níquel en hornos rotatorios. Revista Ts.M , 1979, No. 6 pp. 11-15.
105. Rivera, D.E.; Gaikwad, S.V. Systematic techniques for determining modelling requirements for SISO and MIMO feedback control, Journal of Process Control, 1995, No. 5 pp. 213-224.
106. Romero Ramírez M. Cinética de reacciones topoquímicas y la caracterización de productos intermedios de la industria niquelífera. Tesis en opción del grado científico de Doctora en Ciencias Químicas. C. Habana 1991.
107. Rutkosvkiy A. I, L.A Damilin, V. A Ivanov, E. A Bliev. Selección e investigación del criterio de optimización del proceso de calcinación del Coque en un horno rotatorio. Revista Ts.M . Metalurgia,1980, No. 5 pp. 29-84.
108. Samarski A. A, "Introducción a los métodos numéricos". Mir Moscú. 1986.

109. Schuster, L; Delvaux, A; Degrez, M. Plating in a barrel, how does it work? A study of local mass transfer and current density distribution in a barrel. Transaction of the institute of metal finishing, July 1997 vol. 75 part 4 pp.154-157 .
110. Shapirvoskiy M. R., G.M Galain, I. I.; Lapaev, Y. U.; A. Wshakov. Construcción del modelo matemático de la cinética del proceso de aglomeración de una carga de nefelín-caliza en un horno rotatorio. Revista Ts.Metalurgia, 1980, No. 5 pp. 75-79.
111. Shen, S.; Yu, H.; Yu, C. Autotune identification for systems with right-half-plane poles and zeros. Journal of Process Control, 1999, No. 9 pp. 161-169.
112. Silcox, G. D.; Larsen, F. S.; Owens, W. D.; Choroszy Marshal, M. Kinetics of hydrocarbon and pesticide removal from cail soils during thermal treatment in a pilot-scale rotary kiln. Waste management, 1995 vol. 15 pp. 339-349 .
113. Srinivasan, R.; Rengaswamy R. Use of Inverse Repeat Sequence (IRS) for Identification in Chemical Process Systems. Industrial & Engineering Chemistry Research, September 7, 1999 vol. 38, No. 9 pp. 3420-3429.
114. Stammberger, K. Drives for tube mills and rotary kiln. Zement-Kalk-Gips, 1995 v48 i2 p78-81 .
115. Sverdlik G. I. Gregoreu G.G. Peculiaridades del paso del movimiento de materiales en un tambor rotatorio a un régimen de cataratas. Revista Ts.M .1979.No.1 pp. 9-12.
116. Taiwo, O.; Cheap computation of optimal reduced-order models for systems with time delay. Journal of Process Control, 1999, No. 9 pp. 365-371.
117. Tettinar B: Fourth Meeting of the Heat Transf Powel, Doc, No. 604 / Ca/ 2, I.F.R.F, 1971, I. Immiden.
118. Tijonov O. N. Cinética de la tostación considerando la composición granulométrica de la fase sólida. Revista Ts.Metalurgia, 1979, No. 6 pp. 91-94.
119. Tijonov O. N. Modelo matemático para la calcinación de menas oxidadas de níquel en hornos rotatorios. s/a.
120. To, L.C.; Tade, M.O.; Kraetzl, M. An uncertainty vector adjustment for process modelling error compensation. Journal of Process Control, 1998, No. 8 pp. 265-277.
121. Tyréus, B. D. Dominant Variables for Partial Control. 1. A Thermodynamic Method for Their Identification. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 5, 1999 vol. 38, No. 4 pp. 1432-1443.

122. Tyréus, B. D. Dominant Variables for Partial Control. 2. Application to the Tennessee Eastman Challenge Process. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 5, 1999 vol. 38, No. 4 pp. 1444-1455.
123. Van den Heever, S. A.; Grossmann, I. E. An Iterative Aggregation/Desegregation Approach for the Solution of a Mixed-Integer Nonlinear Oilfield Infrastructure Planning Model. Industrial & Engineering Chemistry Research, May 1, 2000 vol. 39, No. 5 pp. 1955-1971.
124. Vanecek, A.; Mscinski, J.; Ogonowski, Z. Advanced control with MATLAB and SIMULINK. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1999 vol. 35, No. 6.
125. Vasquez, V. R.; Whiting, W. B. Effect of Systematic and Random Errors in Thermodynamic Models on Chemical Process Design and Simulation: A Monte Carlo Approach. Industrial & Engineering Chemistry Research, August 2, 1999 vol. 38, No. 8 pp. 3036-3045.
126. Vegliò, F.; Volpe, I.; Trifoni, M.; Toro, L. Surface Response Methodology and Preliminary Process Analysis in the Study of Manganiferous Ore Leaching by Using Whey or Lactose in Sulfuric Acid . Industrial & Engineering Chemistry Research, August 7, 2000 vol. 39, No. 8 pp. 2947-2953.
127. Verazaluce-García, J. C.; Flores-Tlacuahuac, A.; Saldívar-Guerra, E. Steady-State Nonlinear Bifurcation Analysis of a High-Impact Polystyrene Continuous Stirred Tank Reactor. Industrial & Engineering Chemistry Research, May 1, 2000 vol. 39, No. 5 pp. 1972-1979.
128. Waller, M.; Saxén, H. On the Development of Predictive Models with Applications to a Metallurgical Process. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 3, 2000 vol. 39, No. 4 pp. 982-988.
129. Wang, X. Z.; McGreavy, C. Automatic Classification for Mining Process Operational Data. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1998 vol. 37, No. 6 pp. 2215-2222
130. Wang, Y.; Ke, J. J. Preparation of nickel powder by decomposition of basic carbonate in microwave field with nickel oxid seed as a microwave absorbing additive. Material Research Bulletin, January 1996 vol. 31 pp. 55-61 .
131. Weber P: Heat Transfer in kilns, 1963, Bamarlag, Wiesbaden, Berlin.
132. Yang, N. S.; Chuang, K. T.; Resetarits, M. A New Criterion for Modeling Distillation Column Data Using Commercial Simulators. Industrial & Engineering Chemistry Research, September 5, 2000 vol. 39, No. 9 pp. 3308-3313.

133. Zhu, J. Y.; Rao, M.; Chuang, K. T. A New Method To Determine the Best Units for Breaking Heat Load Loops of Heat Exchanger Networks. Industrial & Engineering Chemistry Research, April 5, 1999 vol. 38, No. 4 pp. 1496-1503.